

Nr. 2/97

# Merseburger Beiträge

zur Geschichte der  
chemischen Industrie  
Mitteldeutschlands

**SCI**

SACHZEUGEN DER CHEMISCHEN INDUSTRIE E.V.

Nr. 2/97

**Merseburger**

**Beiträge**

zur Geschichte der  
chemischen Industrie  
Mitteldeutschlands

## Vom Steinsalz zum PVC-Fenster

### I

INHALT:

Vorwort	3
<b>Rolf Hochhaus, Rolf Falke, Siegfried Hecht, Theodor Körner und Wolfgang Steinau</b> Zur Geschichte der Chlorchemie im Buna-Werk Schkopau	4
• Einführung	
• Die Geschichte der Chloralkalielektrolyse in Schkopau	
• Die Produktion von Vinylchlorid	
• Chlorierte Kohlenwasserstoffe	
• Zukunftsaussichten der Chlorerzeugung in Schkopau	
Autorenvorstellung	49
Mitteilungen aus der chemischen Industrie	54
Sachzeugen vorgestellt	59
Mitteilungen aus dem Verein	63
Quellenverzeichnis	70

Herausgeber:  
Förderverein "Sachzeugen der chemischen Industrie e.V.", Merseburg  
c/o Fachhochschule Merseburg  
Geusaer Straße  
06217 Merseburg  
Telefon: (0 34 61) 46 22 69  
Telefax: (0 34 61) 46 22 70  
Internet: <http://www.FH-Merseburg.de/~SCI>

Buna Sow Leuna Olefinverbund GmbH  
06258 Schkopau  
Telefon: (0 34 61) 49 20 36  
Telefax: (0 34 61) 49 28 35  
Internet: <http://www.DSSCHNURPFEIL@dow.com>

Redaktionskommission:  
Prof. Dr. sc. Klaus Krug  
Prof. Dr. habil. Hans-Joachim Hörig  
Dr. habil. Dieter Schnurpfeil

Gestaltung:  
ROESCH WERBUNG, Halle (Saale)

Titelfoto:  
Jochen Ehmke, Merseburg

Industriefotos / Titelseite:  
Horst Fechner, Halle (Saale)  
BSL (1)

Herausgabe:  
Dezember 1997

Es freut mich, Sie in eine neue Ausgabe unter dem Titel *Vom Steinsalz zum PVC-Fenster* der Reihe "Merseburger Beiträge zur Geschichte der chemischen Industrie Mitteldeutschlands" einführen zu können.

Das Bekenntnis zu und die Festlegung von technologischen Ereignissen bleibt eine wichtige Voraussetzung für die nachhaltige Entwicklung unserer industriellen Gesellschaft. Salz hat seit langem für den Handel eine bedeutende Rolle gespielt und es hat die Entwicklung der Stadt Halle, wo die ersten unterirdischen Salzvorkommen in Europa gefunden wurden, maßgeblich geprägt.

Für Nicolaus Lefere gab es in seinem 1660 erschienenen Traktat über die Chemie nur fünf Elemente: *Wasser, Schwefel, Quecksilber, Erde und Salz*. Die Bedeutung von Salz für die Entwicklung der Industriegesellschaft geht jedoch nicht so weit zurück.

Maßgeblich für die Entwicklung der Chloralkali-Elektrolyse war Herbert Henry Dow, der 1897 in Midland/Michigan The Dow Chemical Company gründete, um auf der Basis von Salz Bromide und Chlor herzustellen.

Die technologischen Fortschritte und damit die Qualitätsverbesserung und Kostenreduzierung brachten Dow mit der chemischen Industrie Deutschlands in Kontakt. Die Deutsche Bromkonvention hielt nichts von Dow's Ergebnissen und versuchte, Dow durch Preissenkungen in die Knie zu zwingen. Herbert Henry Dow konnte sich jedoch durchsetzen und machte technologische Fortschritte zu Eckpfeilern für die Weiterentwicklung der Dow Chemical Company.

Heute hat Dow seine größten Aktivitäten

außerhalb Nordamerikas in Deutschland und fühlt sich auch in der mitteldeutschen Region heimisch.

In Erwartung, daß wir von Dow/BSL an die reiche technologische Tradition anknüpfen, die auch in diesem Büchlein beschrieben wird, wünsche ich den Lesern viel Vergnügen.

Bart Groot  
Geschäftsführer BSL Olefinverbund GmbH

# ZUR GESCHICHTE DER CHLORCHEMIE IM BUNA-WERK SCHKOPAU

von Rolf Hochhaus, Rolf Falke, Siegfried Hecht, Theodor Körner und Wolfgang Steinau

## Einführung

### Das Steinsalz

Steinsalz (Natriumchlorid) ist eines der ältesten bekannten Mineralien. Ohne Salz und seine Fähigkeit der Auftrennung in Ionen im Wasser ist Leben auf der Erde nicht vorstellbar. Seit Jahrtausenden ein begehrtes Handelsgut, ist es heute aus der chemischen Industrie nicht mehr wegdenkbar. Mittelalterliche Salzsieder und die ältesten Handelswege der Menschheit, die Salzstraßen, gehören zum Umfeld des Buna-Werkes im mitteldeutschen Raum um die Stadt Halle.

Für die chemische Industrie hat Steinsalz mehr und mehr Bedeutung als einer der wichtigsten Grundstoffe erlangt. Der Stammbaum der Salzchemie (Bild 1) verweist auf seine vielfältige Verwendung zu Produkten, bei denen der Gehalt an Natrium bzw. Chlor überwiegt. Mehr als 100 Grundchemikalien leiten sich vom Steinsalz ab und die chemische Industrie hat so wichtige Grundstoffe wie Soda, Glas, Aluminium, Seife, Waschmittel, Farben, Papier und Kunststoffe hervorgebracht, um nur einige zu nennen.

Grundlage der Erschließung des Steinsalzes für die chemische Industrie war zunächst Ende des 18. und in der ersten Hälfte des 19. Jahrhunderts die Entwicklung des Verfahrens zur Sodaherstellung von LEBLANC (1791) und die Weiterentwicklung durch SOLVAY (1861).

**Bereits zur Jahrhundertwende belief sich die Weltproduktion an Soda auf fast 1 Mio t.**

Für die Buna-Werke war die Entdeckung Prof. SIMONS entscheidend, der 1801 an der Berliner Bauakademie mit der "VOLTA'schen Säule" Chlorgas herstellte. Sie führte 1891 zur ersten Elektrolyse-Großanlage und eröffnete der chemischen Industrie bisher nicht bekannte Anwendungsgebiete. Der Stammbaum verdoppelte die Größe seiner Krone.

Transistoren und Computerchips aus Reinsilizium wären ohne den Weg über Silizium-Chlorverbindungen unmöglich. Die Chloralkalielektrolyse war bereits mit Errichtung des Buna-Werkes in Schkopau ein wichtiges Standbein der Produktion. Das Produktionsprofil widerspiegelt über die Jahre hinweg nachdrücklich die Bedeutung des Steinsalzes für den Standort Schkopau. Die ergiebigen Vorkommen der Bundesrepublik mit über 200 Milliarden Tonnen sind sichere Grundlage für den weiteren Weg vom Steinsalz zum PVC.

Justus VON LIEBIG erkannte Mitte des 19. Jahrhunderts richtig:

*"Salz ist unter allen Edelsteinen, die uns die Erde schenkt, der kostbarste".*

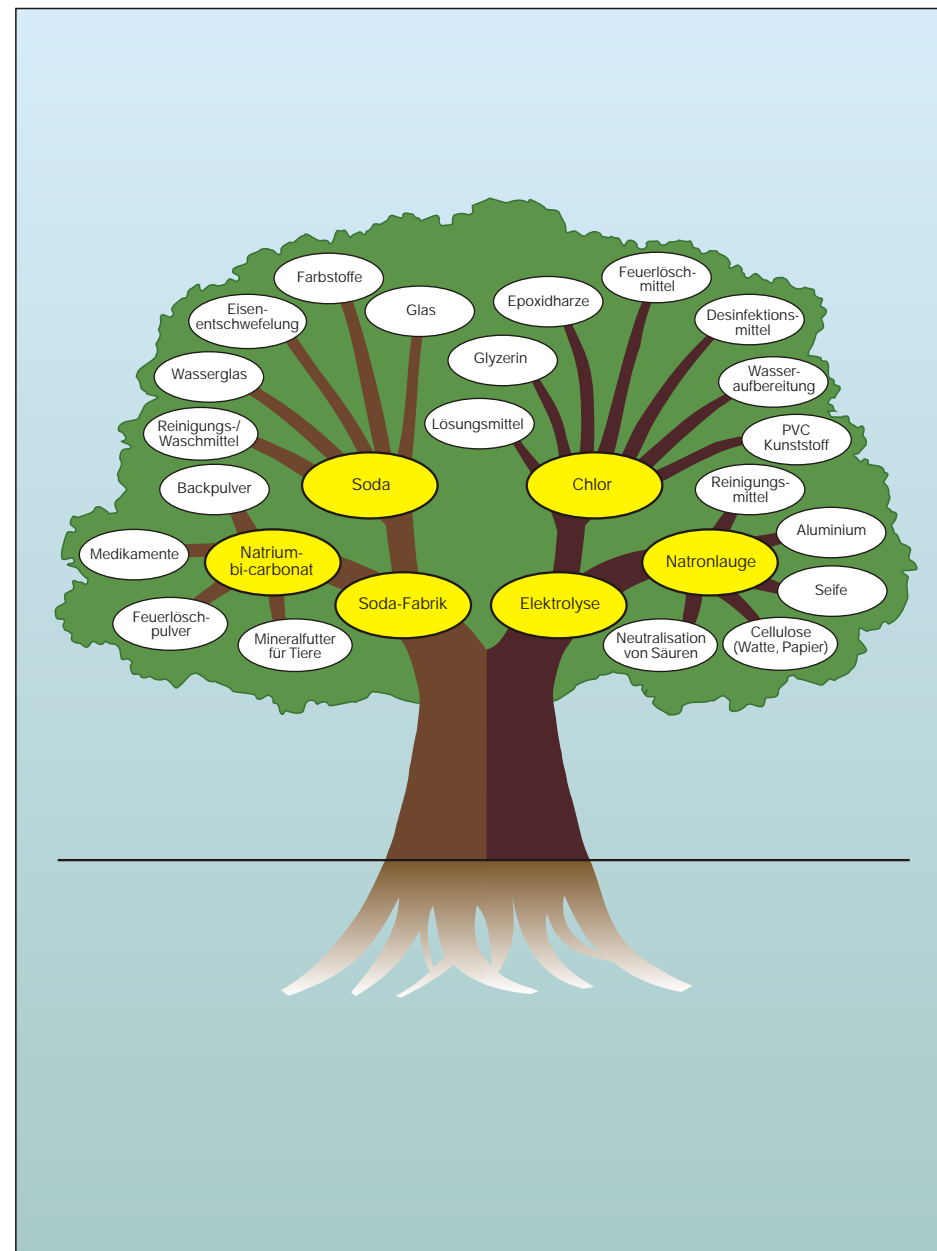


Bild 1 Der Stammbaum der Salzchemie

## Der Chlorstammbaum

Chlor und Chlorchemie stellen trotz berechtigter und unberechtigter Kritiken Eckpfeiler unseres nationalen Wohlstandes dar. Während sich nach dem 2. Weltkrieg das Bruttosozialprodukt mehr als versechsfachte, erhöhte sich der Nettoproduktionswert der deutschen Chlorproduktion auf mehr als das Sechzehnfache.

Der bundesdeutsche Umsatzwert von über 100 Milliarden DM pro Jahr für chlorhaltige bzw. mit Hilfe von Chlor hergestellte chlorfreie Endprodukte stellt rund 60% des Gesamtumsatzes der chemischen Industrie dar. 1744 von C.W. SCHEELE im freien Zustand entdeckt, erlangte das Chlor Ende des 18. Jahrhunderts bereits wirtschaftliche Bedeutung (Bleichlauge, Chlorkalk), und schon Mitte des 19. Jahrhunderts entstanden die Grundlagen für die großtechnische Chlorproduktion (Bild 2).

Wenn heute über die Gefährlichkeit der Chlorchemie gestritten wird, sollte nicht übersehen werden, daß bereits 1863 in England die erste Umweltgesetzgebung eine Begrenzung der Emission von HCl in die Luft auf maximal 5% des gebildeten HCl-Gases festlegte.

Erstmals nach dem Diaphragmaverfahren produzierte 1890 die Chemische Fabrik Griesheim, das Amalgamverfahren folgte 1892 (Bild 3).

So betrug um die Jahrhundertwende die Chlorproduktion bereits ca. 25 000 t pro Jahr. Während 1935 die Jahresproduktion auf ungefähr 200 000 t in Deutschland angewachsen war, nahm das Buna-Werk Schkopau im September 1938 die Chlorproduktion auf.

1994 beträgt diese weltweit fast 40 Mio t, davon weit mehr als 3 Mio t in der Bundesrepublik Deutschland. Der weitgefächerte Verbrauch (Bild 4) läßt sich auch in Schkopau

nachvollziehen.

Die chemische Reaktionsfähigkeit, insbesondere gegenüber den reaktionsträgen Aliphaten und Aromaten, hat das Chlor zum dominierenden Element der chemischen Produktion gemacht. Rund 60% der chemischen Produkte basieren in ihrer Herstellung auf dem Chlor. Kennt die chemische Industrie ca. 300 Grundchemikalien, entstehen daraus über 300 000 verschiedene Erzeugnisse. Allein 25% des Chlors werden über Vinylchlorid zu PVC verarbeitet.

Die Produktionspaletten des Buna-Werkes in Schkopau, sowohl auf der Grundlage von Carbid-Acetylen als auch nach Umstellung auf petrochemisches Ethylen, widerspiegeln sich weitgehend im Chlorstammbaum (Bild 2).

Ob Chlor für die Wasseraufbereitung oder die Herstellung von Chlorkohlenwasserstoffen, Monochloressigsäure und Aluminiumchlorid verwendet wurde, die Chloralkalielektrolyse wurde bis heute zu einem wichtigen Standbein in Schkopau.

Die eigene Produktion von PVC, Sconatex und Polyesterharzen sowie die Zwischenprodukte für Epoxidharze und Polyurethane finden sich im Stammbaum wieder.

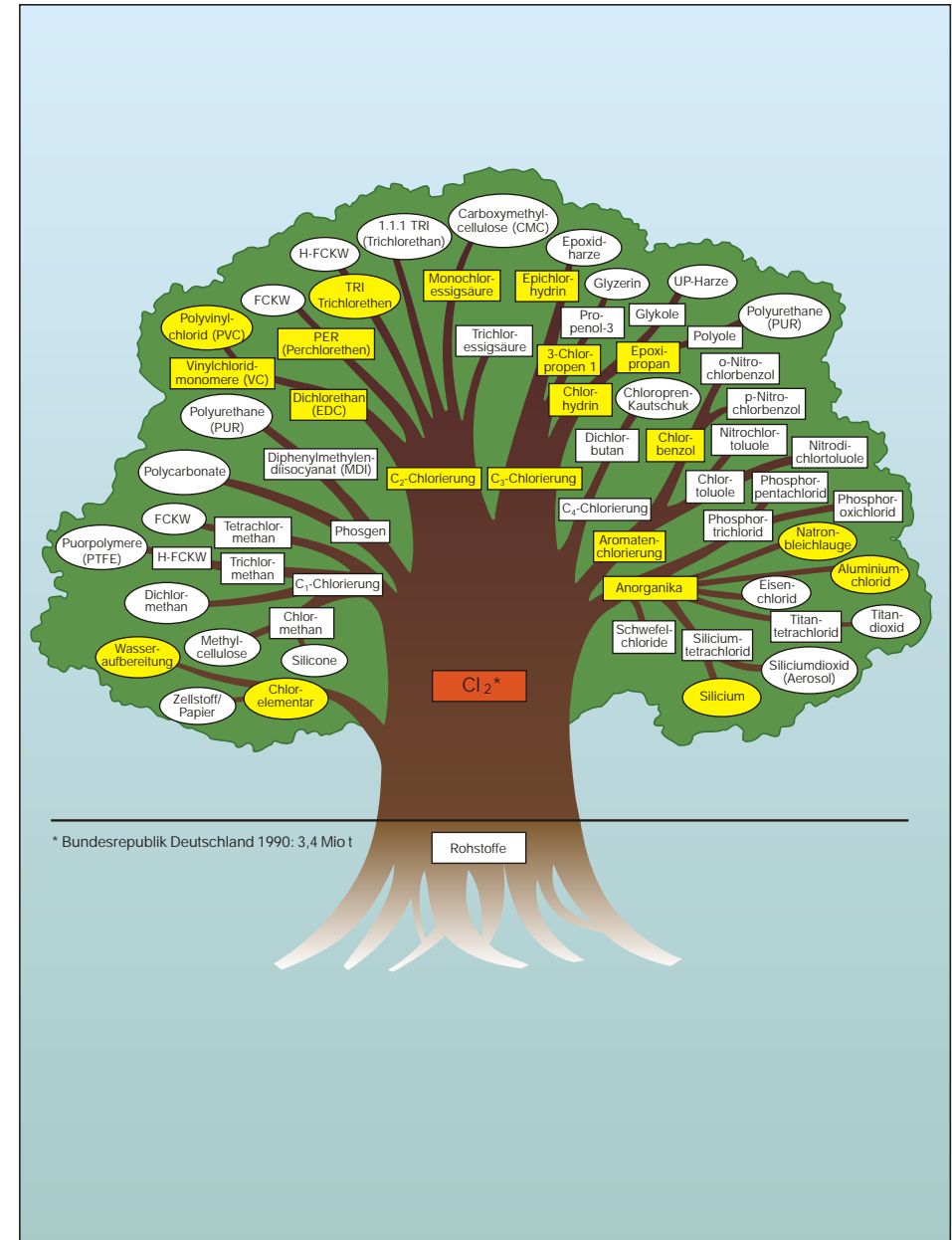


Bild 2 Der Chlorstammbaum



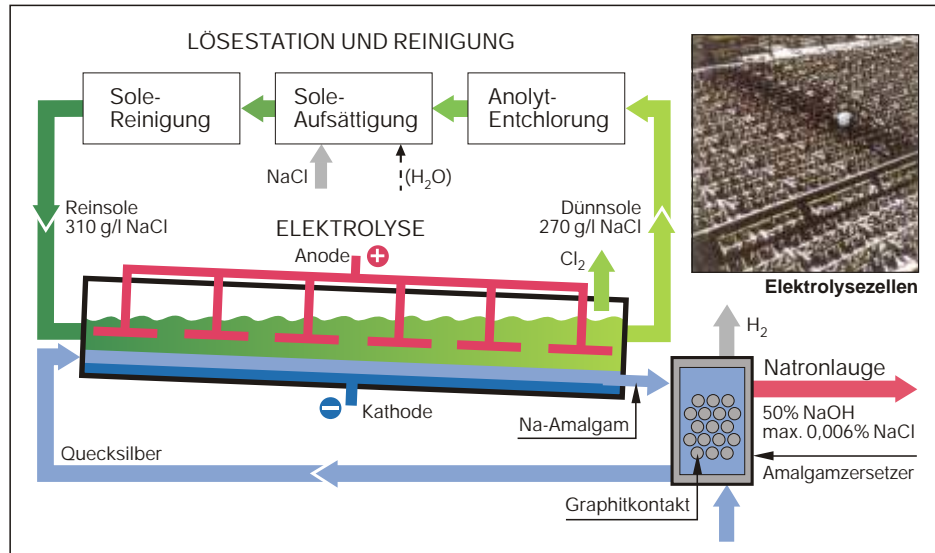


Bild 3 Alkalichlorid-Elektrolyse: Amalgamverfahren

## Die Geschichte der Chloralkalielektrolyse in Schkopau

### Die Chlorherstellung

In Schkopau wurde die erste Ausbaustufe der Chloralkalielektrolyse am 15. September 1938 in Betrieb genommen. Die Anlage im Bau H 56 umfaßte 80 Zellen nach dem Amalgamverfahren (Typ "Träger-Zelle"). Die Gleichstromherstellung erfolgte durch Hg-Dampfgleichrichter. Eine Elektrolysezelle konnte mit 12 kA belastet werden. In der zweiten Ausbaustufe gingen im August 1939 weitere 80 Elektrolysezellen in Betrieb. In der 3. Ausbaustufe nahmen 1941 nochmals 80 Elektrolysezellen die Produktion in der Anlage H 56 auf (Bilder 5 und 6).

1942 wurde die Elektrolyse I 54 mit 80 Elektrolysezellen in Betrieb genommen, deren Stromversorgung von der Gleichrichteranlage

aus erfolgte. Die Anlage I 54 wurde 1943 durch 80 Elektrolysezellen erweitert. Zur Sicherung des Chlorbedarfes im Werk wurde zu diesem Zeitpunkt die Belastung eines Teils der Elektrolysezellen von 12 auf 16 kA erhöht. Die Anlage erreichte eine Jahresproduktion von 44 000 t Chlor.

Durch Bombeneinwirkungen entstanden in den letzten Monaten des Jahres 1944 erhebliche Beschädigungen in den Anlagen H 56, I 54 und H 48 (Chlorverdichtung). In den Jahren 1945 bis 1948 wurden diese Schäden schrittweise wieder beseitigt, so daß die Chlorproduktion von 10 000 t 1945 auf 35 000 t 1949 anstieg.

Im Juni 1951 wurden in der Elektrolyse I 54 nochmals 80 weitere Zellen zugeschaltet. Dazu erfolgte die Inbetriebnahme der Gleichrichteranlage I 54 mit Hg-Dampfgleichrichtern.

Insgesamt waren nunmehr 480 Elektrolysezellen installiert, die von 7 Hg-Dampfgleichrichtern

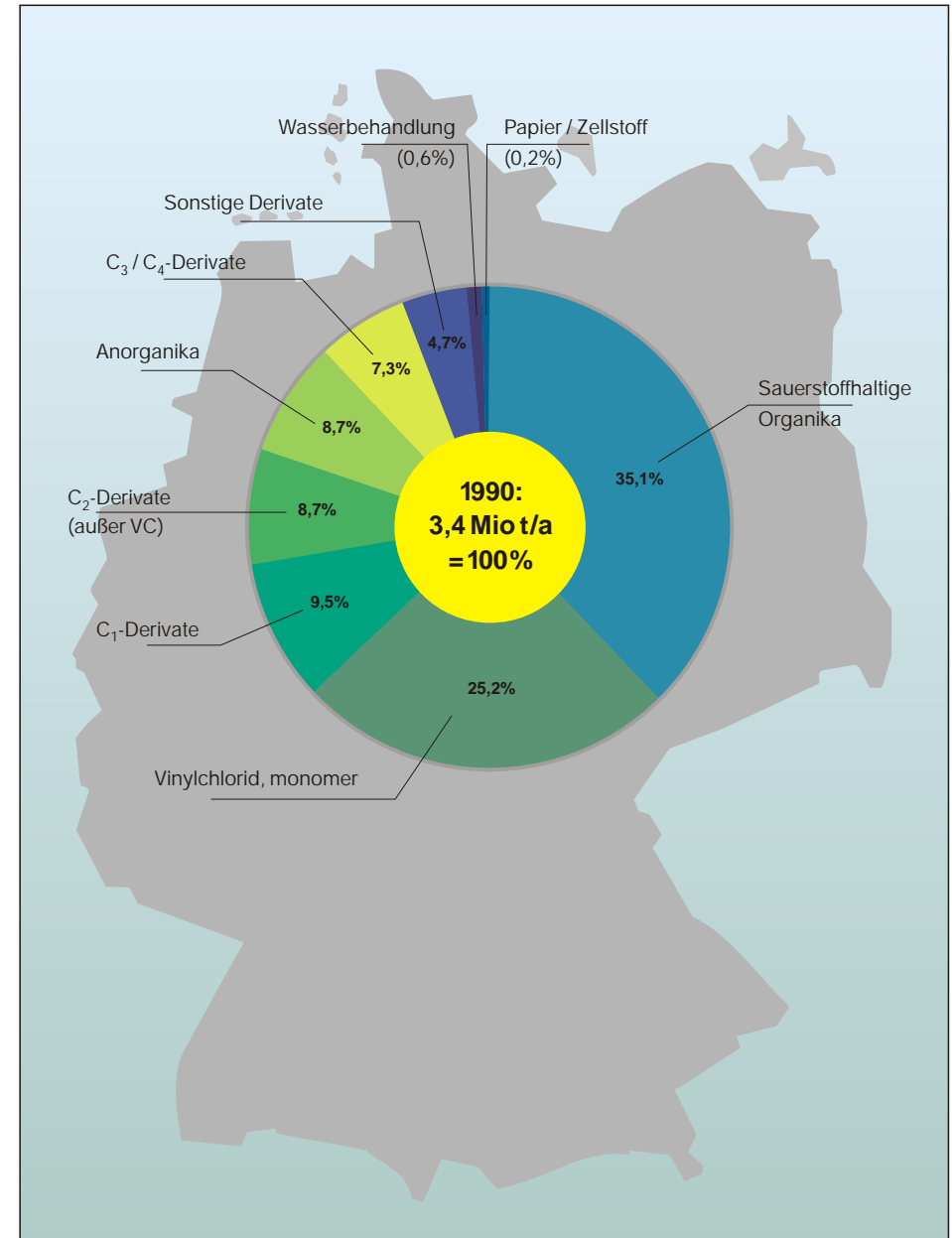


Bild 4 Verbrauch von Chlor in der Bundesrepublik Deutschland im Jahre 1990

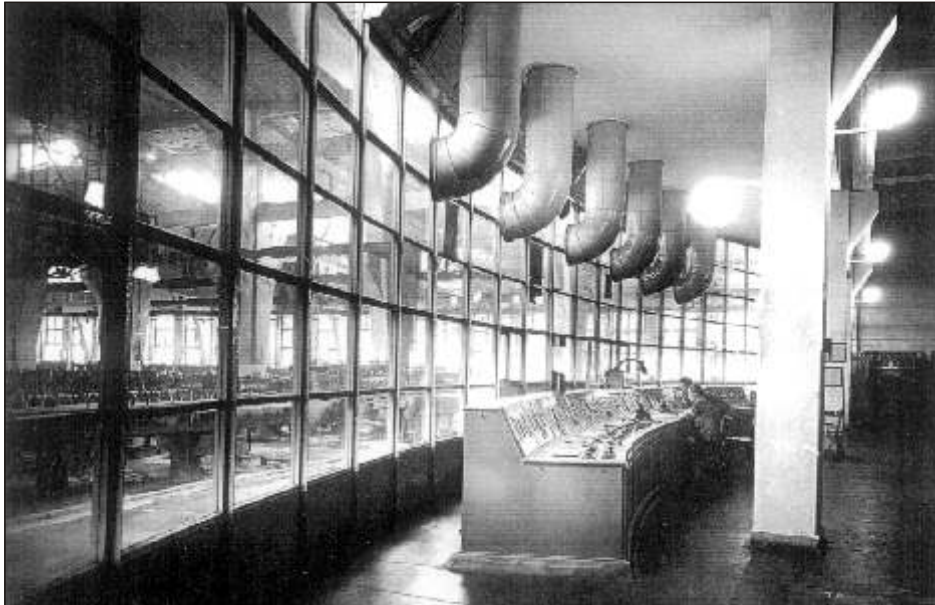


Bild 5 Die Meßwarte H 56

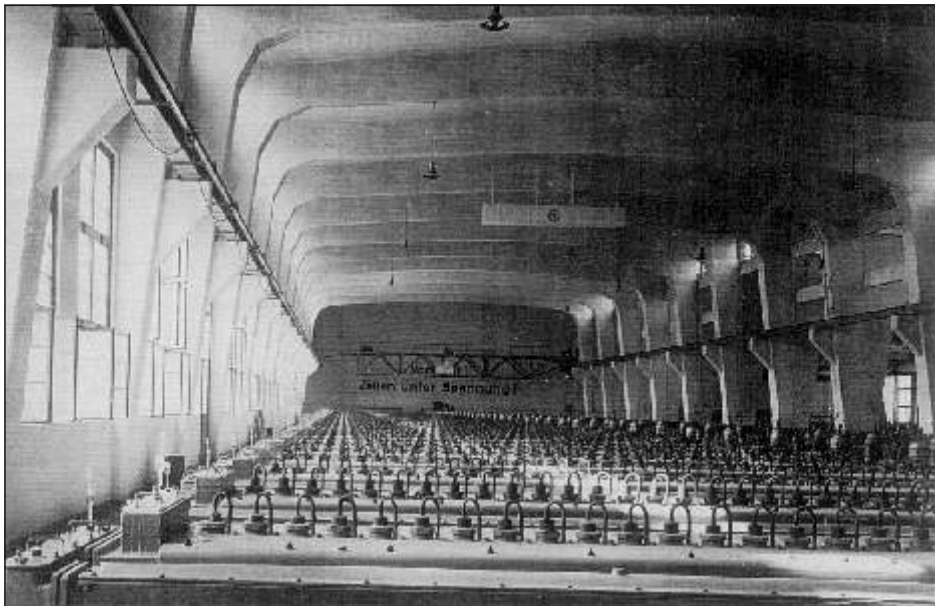


Bild 6 Der Zellensaal der Chloralkalielektrolyse im Bau H 56

tern (Bild 7) versorgt wurden und in H 56 mit 16 kA und in I 54 mit 12 kA belastbar waren. In den Jahren 1955 bis 1959 wurde die Chlorproduktion durch technologische Verbesserungen bis auf 65 000 t/a gesteigert (z.B. konnten alle Zellen auf eine Leistung von 16 kA gebracht werden).

Im Rahmen des SU-Sonderprogrammes und des Chemieprogrammes erfolgte ab 1960 eine weitere Erhöhung der Chlorproduktion. Am 15. Juni 1960 ging die erste Stufe und am 23. Februar 1961 die zweite Stufe dieser Investition in Betrieb.

Die Anzahl der Elektrolysezellen wurde auf 560, die der Hg-Dampfgleichrichter auf 11 erhöht. Durch Änderung der Zellenkonstruktion konnte die Belastung der Elektrolysezellen auf 20 kA gesteigert werden. Damit war eine Produktion von 80 000 t/a Chlor möglich.

Im August 1962 wurde der erste

Siliciumgleichrichter in Betrieb genommen, dem bis 1965 zwei weitere folgten. Die Belastbarkeit der Elektrolysezellen wurde auf 23 kA erhöht. Mit dem Abschluß der Rekonstruktion der Anlage existierte eine Kapazität von 100 000 t/a Chlor in Schkopau. Neben der Entwicklung der Elektrolyse wurden auch Verbesserungen in der Soleherstellung und der Chlor- und Wasserstoffaufbereitung eingeführt.

Die Soleherstellung begann in den Lösebunkern. Steinsalz wurde aus Eisenbahnwagen mit einem Hängekran oder mit einer Kraftschaufel in die Bunker entladen. Durch Bespritzen des Salzberges aus Strahlrohren wurde das Salz in der Sole gelöst, die danach in die Solebehälter gelangte. Hier wurde diskontinuierlich nach Zugabe der Fällmittel eine Klärung der Sole vorgenommen.

Im Zeitraum 1955 bis 1959 wurde ein neues



Bild 7 Hg-Dampfgleichrichter in H 56

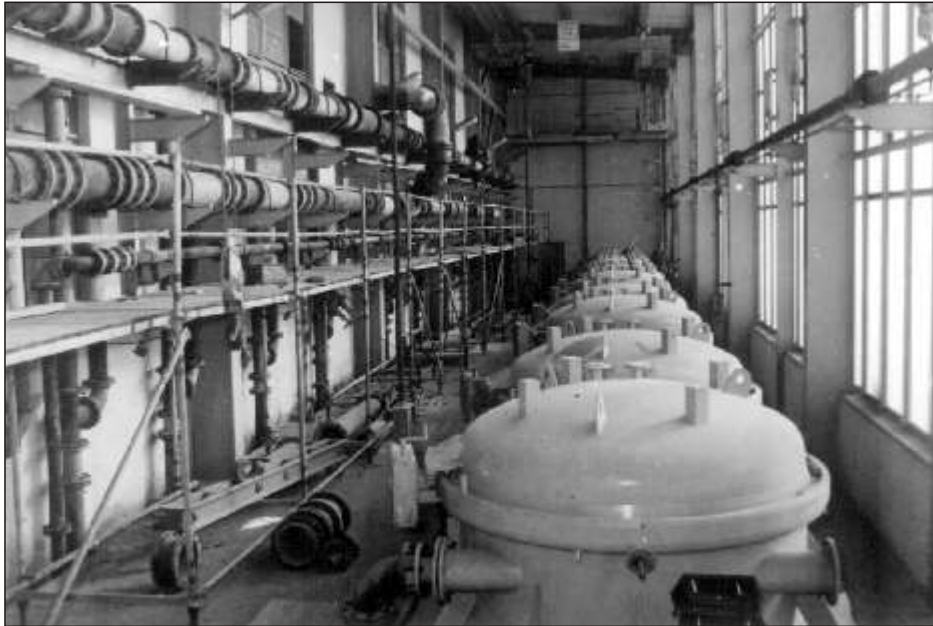


Bild 8 Kelly-Solefilter H 62

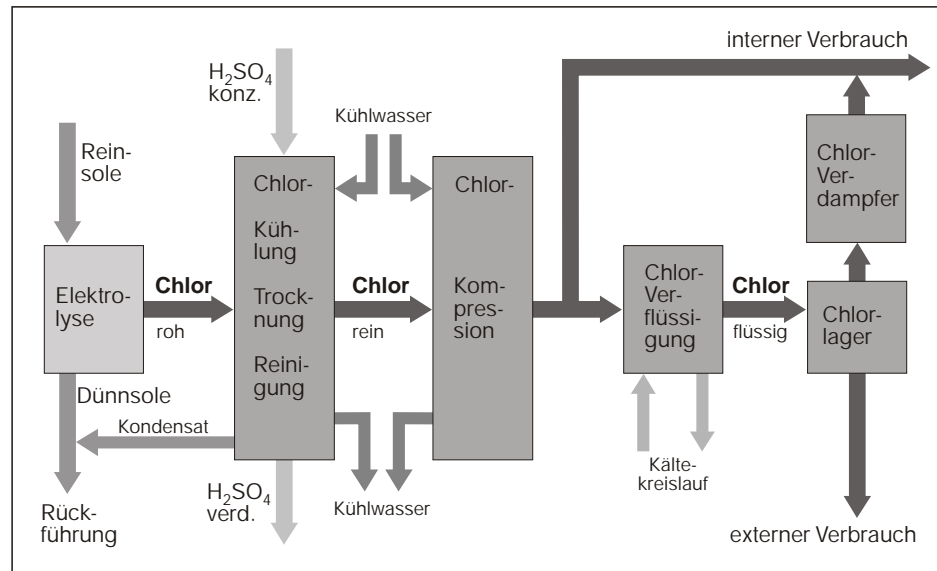


Bild 9 Schema der Chloraufbereitung

Im Zeitraum 1955 bis 1959 wurde ein neues kontinuierliches Verfahren zur Solereinigung entwickelt. Dabei wurden die Salzentladung auf Bockkranbetrieb umgestellt, Lösebehälter errichtet (durch die kontinuierlich Sole strömte) und die Fällmittelzugabe über Reaktionsbehälter vorgenommen. Der kontinuierliche Solestrom wurde dann über Klärbehälter und eine zweistufige Filtration mit Kellyfiltern (Bild 8) geleitet.

Die Chloraufarbeitung (Bild 9) erfolgte über eine Chlortrocknung mit Schwefelsäure. Danach wurde das Chlor mit Kolbenkompressoren verdichtet und den Chlorabnehmern bereitgestellt. Die Chloraufarbeitungsanlagen waren in H 48 installiert (Bilder 10 bis 12). Es wurden 7 Kolbenkompressoren errichtet. 4 Kompressoren dienten der Chlorabsaugung von der Elektrolyse

und zur Verdichtung für die Chlorabnehmer. 3 Kompressoren sorgten für die weitere Verdichtung des Chlors auf 12 bar zwecks Verflüssigung von Chlor mit Kaltwasser. Die Chlorverflüssigung ging 1941 im Chlorbunker K 38 in Betrieb. Dabei waren die Flüssigchlorbehälter im Bunker eingebaut. 1951 wurde die Chlorverflüssigung nach H 48 verlegt. Im Zeitraum bis 1965 wurden in Verbindung mit der Erhöhung der Chlorproduktion 4 Turboverdichter aufgestellt.

Ab 1961 wurde der Laugeversand aus dem Bereich H 48 ausgegliedert. Dazu wurde in der L-Straße eine Laugeumschlagstelle für Kesselwagen und ein Lager in L 76 errichtet. Mit der Ausweitung der Chlorchemie stieg der Bedarf an Chlor enorm an, so daß sich die Errichtung einer kompletten neuen Elektrolyse notwendig machte. Diese wurde am 23.02. 1964 in der L-Straße in Betrieb genommen ("Chlor II"). Damit stieg die Chlorkapazität in Schkopau auf 150 000 t/a.

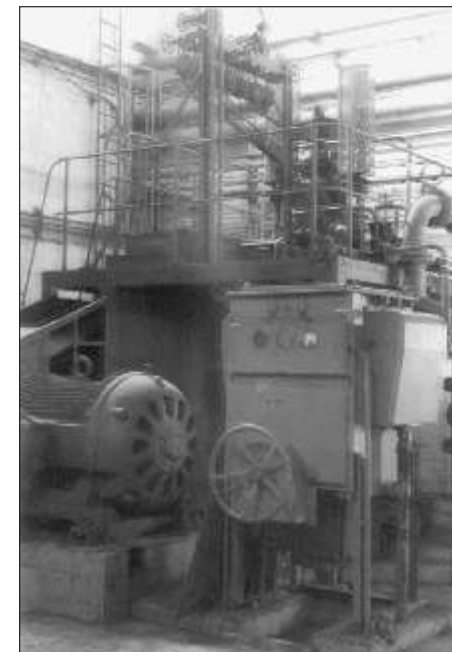


Bild 10 Chlorkompression H 48



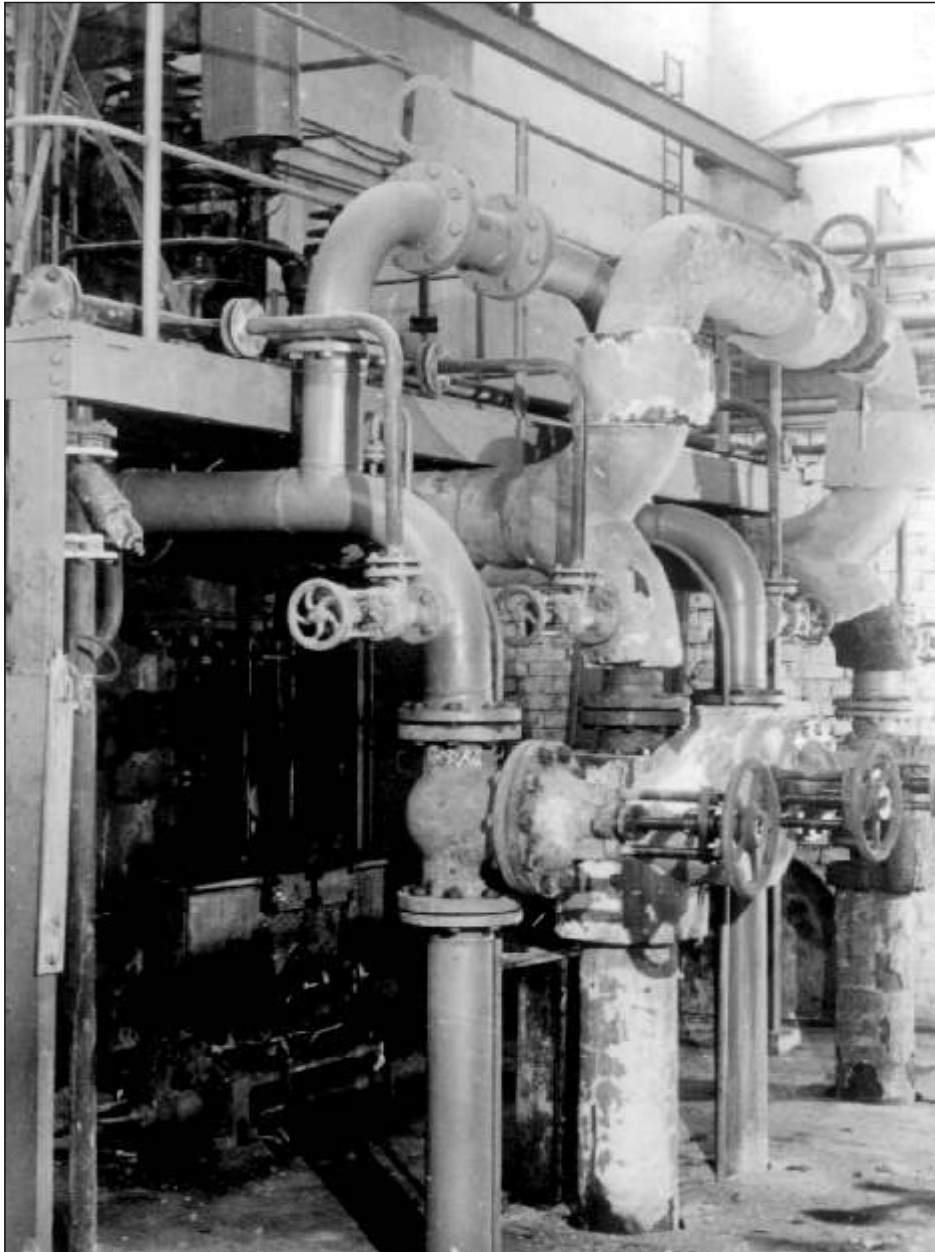
Bild 11 Cl<sub>2</sub>-Kompressor H48

Bild 12 Chlorabfüllung H48

**Die wesentlichen Verfahrensverbesserungen waren:**

- 50 kA-Zellen des Chemieanlagenbaus und Gleichstromherstellung mit Siliciumgleichrichter
- Salzentladung direkt über den Lösebehältern aus Eisenbahnwaggons mit Seitenentleerung
- Chlorverdichtung mit Turboverdichtern hoher Leistung

Gemeinsam mit dem Chemieanlagenbau wurde eine 100 kA-Zelle entwickelt und in der Anlage L 66 erprobt.

Auf der Basis dieser Zellenentwicklung wurde die Anlage H 56 von 1966 bis 72 auf 100 kA-Zellen umgerüstet. Dabei wurden Pilen als Amalgamzersetzer eingesetzt.

Von 1975 bis 1979 erfolgte erneut eine Rationalisierung. Die Neigung des Zellenbodens wurde von 6 auf 10 mm/m erhöht

und die Pilen wurden gegen Turmzersetzer ausgetauscht.

In den Elektrolysen I 54 und L 66 wurde eine Belastungssteigerung auf 24 kA bzw. 60 kA durch bessere Auslastung der Zellen und Verfeinerung der Technologie erreicht (Bilder 13 bis 15). Im Ergebnis aller Maßnahmen konnte die Chlorproduktion im Werk auf 209 000 t Chlor in den Jahren 1975 und 1976 gebracht werden (Bild 16). Trotz dieser fortwährenden Erhöhung der Chlorproduktion war der Bedarf des Werkes nicht gedeckt. Es mußten bis zu 100 000 t/a Chlor zugekauft, umgeschlagen und den Verbrauchern zugeleitet werden.

Deshalb wurde 1971 ein Flüssigchlorlager mit 2 Kugeltanks in Betrieb genommen. Das Chlor wurde über Röhrenverdampfer zur Versorgung der Reinchlorabnehmer und zur Stützung des Elektrolysechlornetzes für die anderen Chlorabnehmer bereitgestellt. Mit der Inbetriebnahme der Chloranlage III 1979 wurde



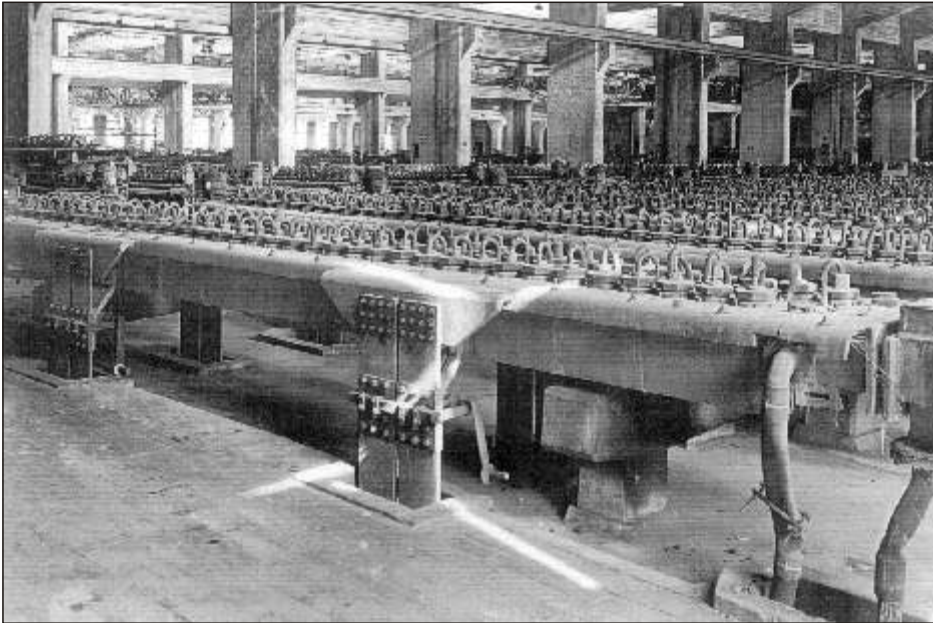


Bild 13 Der Zellenaal der Chloralkalielektrolyse im Bau I 54



Bild 14 Der Bädersaal der Chloralkalielektrolyse im Bau L 66

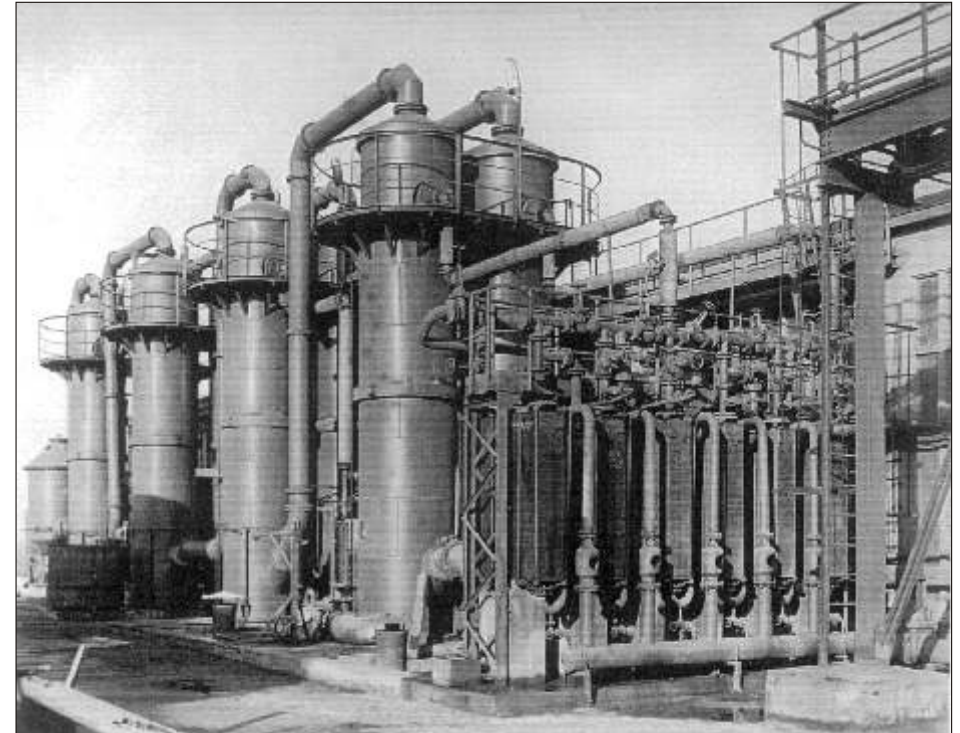


Bild 15 Chlortrocknung L 56

me der Chloranlage III 1979 wurde im Bereich des Chlorlagers eine Chlorverflüssigung gebaut, die die alte Chlorverflüssigung in H 48 ablöste. In den Jahren nach 1970 gelang es nicht mehr, die Vielzahl der kleinen Elektrolysezellen mit 20 kA Auslegung (320 Stück) zu warten und sicher zu betreiben. Aus diesem Grunde wurde 1973 die Betreuung der Anlage unter Anleitung des Stammpersonals auf Sonderkräfte umgestellt. Damit konnte zwar ein wesentlicher Beitrag zur Erreichung der höchsten Produktionsergebnisse 1975/76 geschaffen werden, insbesondere in den Folgejahren war aber der allmähliche Rückgang des technischen Zustandes der Anlagen nicht mehr aufzuhalten, und die Arbeits- und Umweltbelastungen nahmen zu.

In der Volkswirtschaft erhöhte sich der Bedarf an Produkten der Chlorchemie ständig. Insbesondere der Verbrauch an PVC wuchs enorm an. So war es unumgänglich, daß im Rahmen des sogenannten "Komplexvorhabens Buna" neben Anlagen zur Herstellung von 200 000 t/a VC und 100 000 t/a PVC auch die Chlorerzeugung berücksichtigt werden mußte. So wurde in den Jahren 1977 bis 1979 eine moderne Chloralkalielektrolyse nach dem Amalgamverfahren durch die Firma Uhde errichtet und im März 1979 in Betrieb genommen. Die Anlage mit einer Kapazität von 200 000 t/a Chlor wurde in den vorhandenen Chlorverbund des Werkes eingeordnet und mit

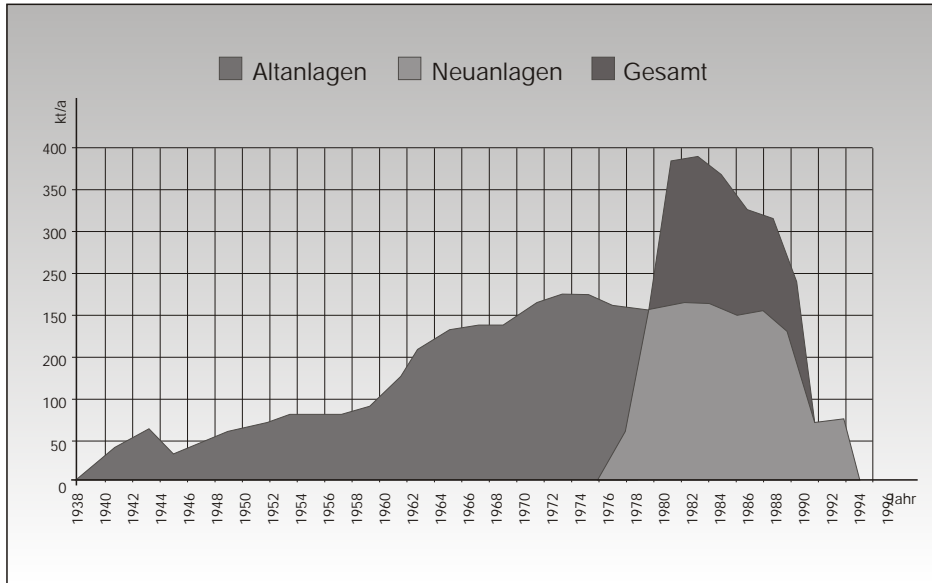


Bild 16 Chlorproduktion am Standort Schkopau



Bild 17 Blick auf die Chloralkalielektrolyse im Bau P 159



Bild 18 Der Zellaal der Chloralkalielektrolyse im Bau P 159

de in den vorhandenen Chlorverbund des Werkes eingeordnet und mit der bereits in Betrieb befindlichen Chlorverflüssigungs- und Chlorverdampfungsanlage direkt gekoppelt.

Der Gesamtstrom der Anlage bei Vollast beträgt 352,5 kA. Im Zellaal (Bilder 17 und 18) sind 58 Zellen mit je 30 m<sup>2</sup> Fläche installiert. Das entspricht einer maximalen Stromdichte von 11,9 kA/m<sup>2</sup> projizierter Anodenfläche. Die Zelle ist mit dimensionsstabilen Anoden ausgerüstet. Für die Einstellung eines optimalen Abstandes zwischen Anode und Kathode werden alle Meßdaten und Fahrparameter von einem Prozeßrechner erfaßt, ausgewertet und über einen Steueralgorithmus zur Spannungsoptimierung benutzt.

Die Anlage wurde 1979 mit einer durchschnittlichen Zellenspannung von 4,66 Volt übernommen. Durch Überarbeitung des

Steueralgorithmus, Einsatz von Langzeitanoden der Fa. Heraeus, technologische Änderungen in der Solereinigung u.a.m. wurde die Anlagentechnologie ständig weiterentwickelt und verbessert, so daß man nun mit einer Zellenspannung von < 4,3 V und einem vergleichsweise niedrigen Energieverbrauch auskommt. Das geschieht unter Einhaltung aller Vorgaben der Arbeitssicherheit und des Umweltschutzes, d.h. die Anlage besitzt einen hohen technischen Sicherheitsstandard. Alle Emissionsgrenzwerte werden eingehalten, Reststoffe teilweise in den Prozeß zurückgeführt.

Einen Eindruck von Salzlager, Lauge-Tanklager und Chlornebenanlagen des Komplexvorhabens vermitteln die Bilder 19 bis 21.

Im Jahre 1981 wurde in Schkopau mit 398566 t

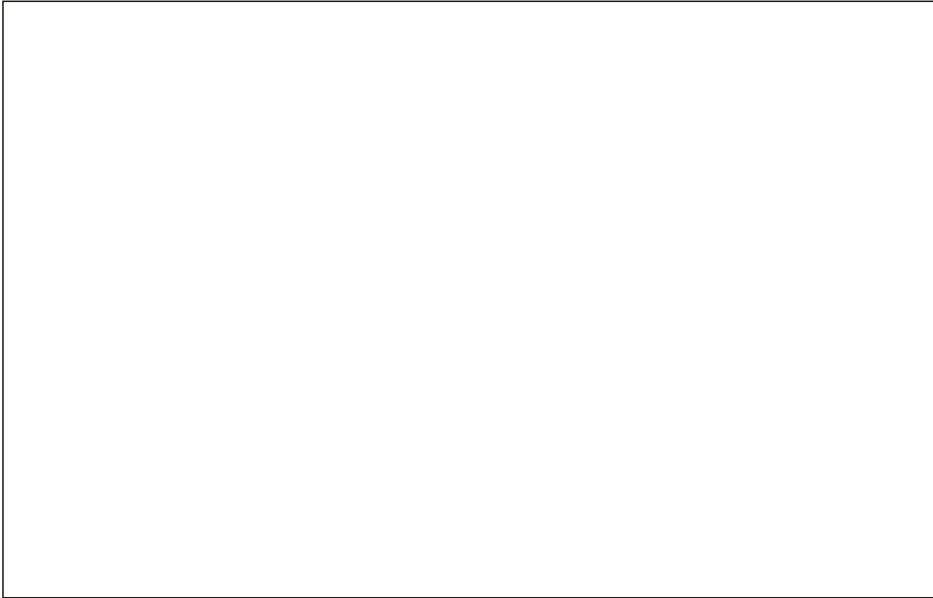


Bild 19 Das Salzlager im Komplexvorhaben

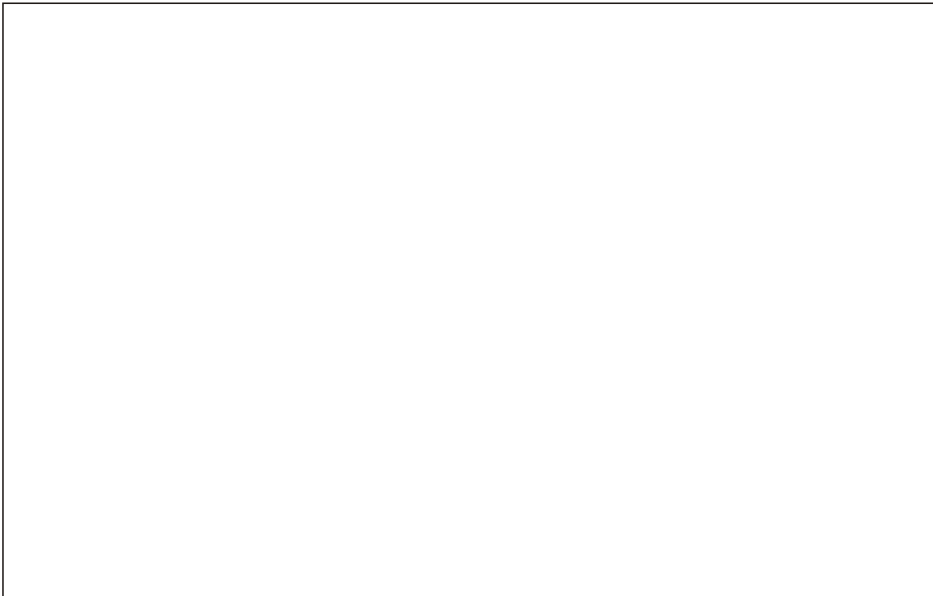


Bild 20 Nächtlicher Blick auf das Lauge-Tanklager im Komplexvorhaben

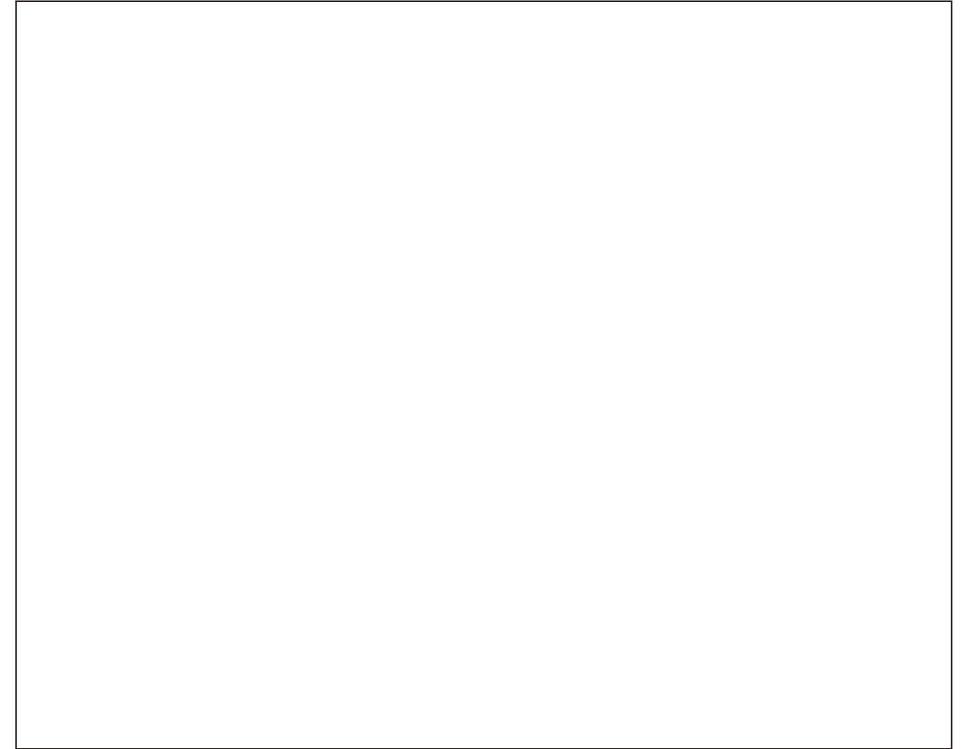


Bild 21 Blick auf die Chlornebenanlagen im Komplexvorhaben

Der bereits zu diesem Zeitpunkt spürbare technische Verfall der alten Elektrolysezellen verstärkte sich immer mehr. Am 26.12.1986 mußten die Anlagen in I 54 außer Betrieb genommen werden. Durch die Veränderungen im Produktionsprofil des Werkes infolge der Stilllegung der Carbidfabriken wurden die Elektrolyseanlage H 56 am 16.05.1990 und die Elektrolyseanlage L 66 am 06.11.1990 abgestellt.

Die neue Elektrolyseanlage konnte gerade noch mit bis zu 40% Leistung weiterproduzieren.

Heute wird diese Anlage im Rahmen Restrukturierung des Werkes durch Dow-BSL auf das moderne Membranverfahren

umgerüstet (Bild 22). Dabei erfolgt gleichzeitig die Umstellung der Salzversorgung von Festsalz und Schienentransport auf Aussolung in Kavernen Teutschenthal über Soleleitungen.



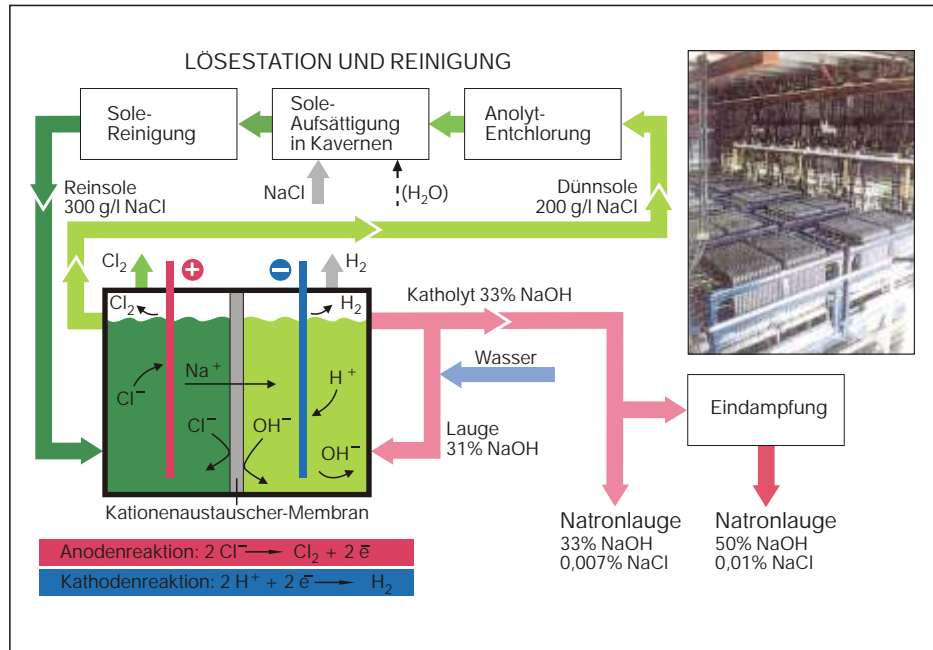


Bild 22 Alkali-Elektrolyse: Membranverfahren

### Die Chlorwasserstoffherstellung

Im Oktober 1938 wurde die Produktion von Chlorwasserstoff als Grundlage für die Vinylchloridherstellung aus Acetylen in der Anlage H 46 aufgenommen. Es standen 12 Quarzöfen zur Verfügung, die drucklos betrieben wurden (Bilder 23 und 24).

Nach der Kühlung und Trocknung wurde der Chlorwasserstoff mittels schwefelsäuregeschmierter Kolbenverdichter an die VC-Fabrik G 47 abgegeben. Salzsäure wurde in 36 Apparaten aus 6 m hohen Quarzrohren, die mit PVC-Rohren umgeben waren, hergestellt.

Aufgrund der Störanfälligkeit der Anlage wurde 1941/42 der HCl-Druckofen entwickelt.

1942 wurden die ersten 7 Öfen mit einer Leistung von je 8 t/a in Betrieb genommen und eine H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>-Trocknung gebaut. 1946/47 erfolgte die Umstellung der Salzsäureabsorption auf Iguritkühler.

Die Ofenkapazität der Anlage wurde bis 1952 auf 14 Öfen erhöht. Damit war eine Produktion von 37 000 t/a HCl möglich.

1961 wurde die Chlorwasserstofffabrik L 54 in Betrieb genommen. Hier wurden 12 Öfen installiert. Damit ergab sich eine HCl-Produktion von 80 000 t/a. Durch Verbesserung der Auslastung der HCl-Öfen und die Installation von 2 weiteren HCl-Öfen konnte die

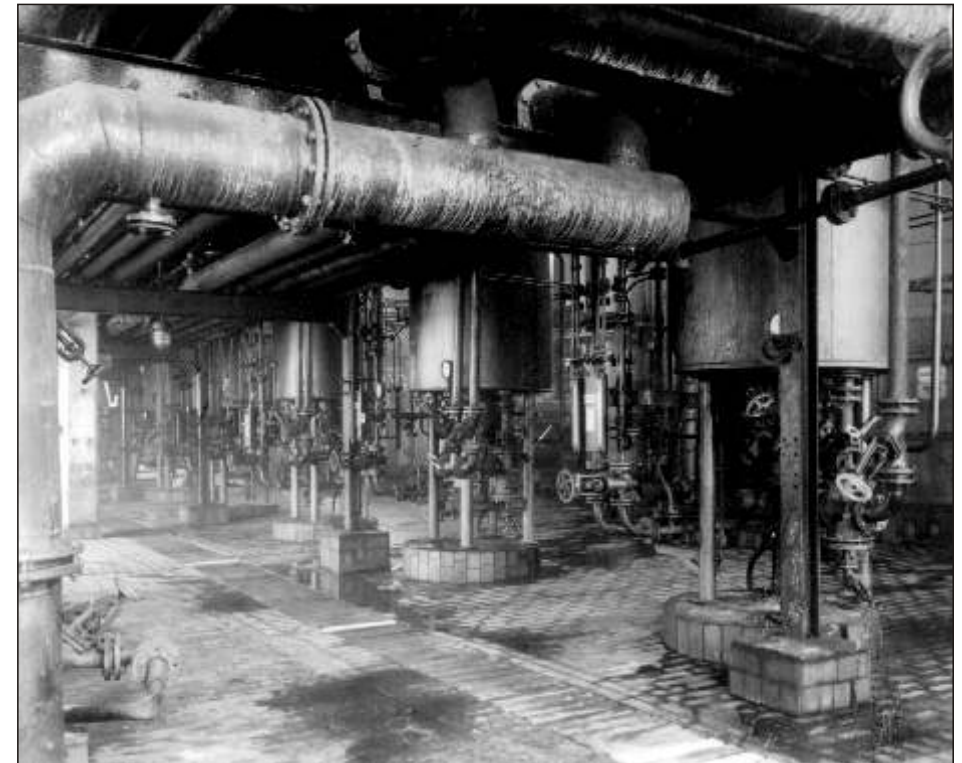


Bild 23 HCl-Ofenhalle im Bau H 46

Kapazität der Anlage nach 1970 auf 130 000 t/a HCl erhöht werden. Mit der Inbetriebnahme der VC-Anlage auf dem Herstellungsweg über das Ethylen fiel HCl-Gas als Zwangsfallprodukt an. Dieses HCl-Gas wurde in der VC-Fabrikation G 47 und I 97 eingesetzt. Das hatte eine Leistungsreduzierung der HCl-Fabrikation durch Verbrennung von Chlor und Wasserstoff in L 54 zur Folge. Damit ging die Produktion der Anlage auf 35 000 t/a HCl zurück. Die Anlage wurde nur noch im Pufferbetrieb und für die Herstellung von Salzsäure für die Ethylenchlorhydrinproduktion gefahren.

Mit der Einstellung der VC-Produktion auf Acetylenbasis wurde die Chlorwasserstoffanlage im Juni 1991 ganz abgestellt.

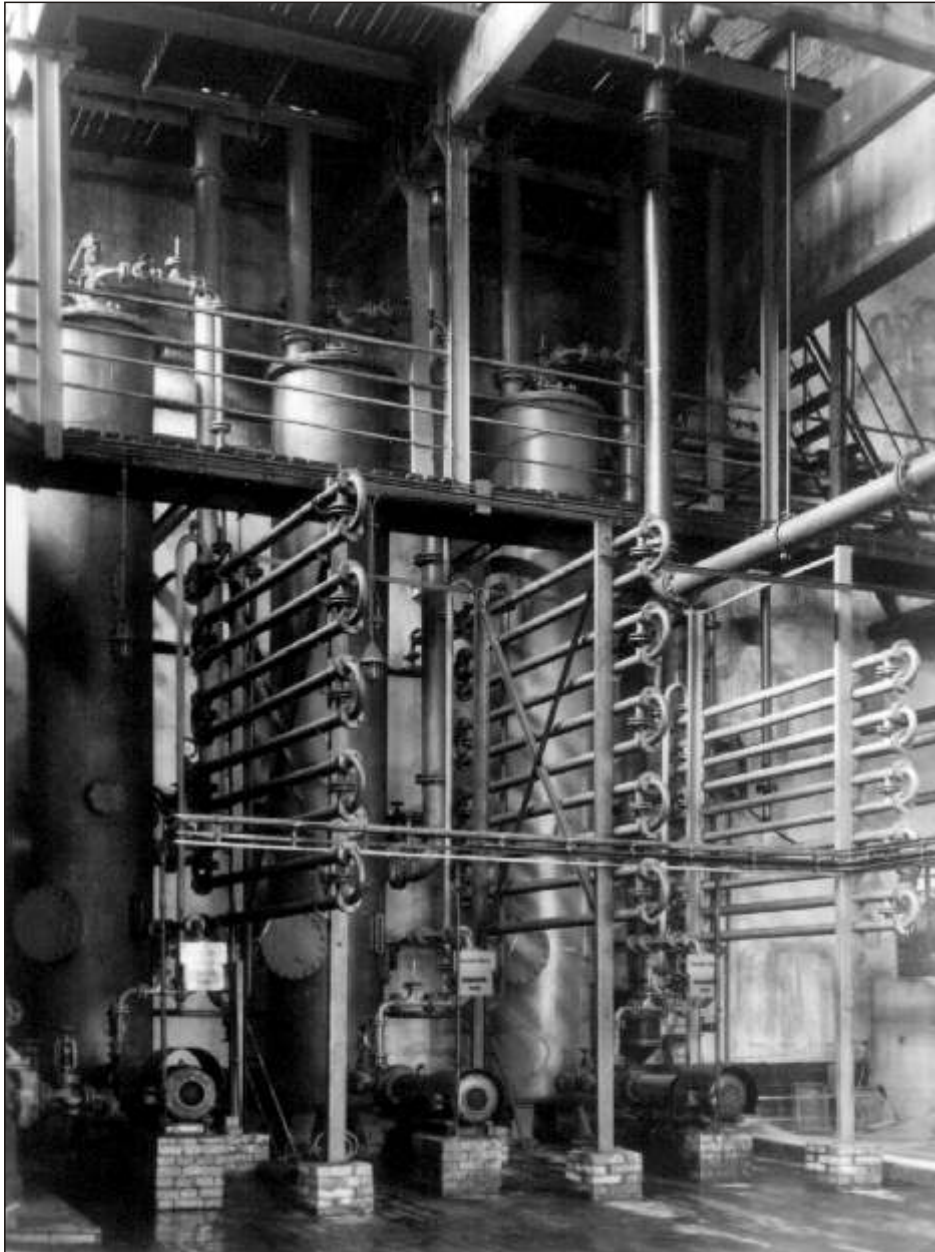


Bild 24 HCl-Trocknung im Bau H 46

## Die Produktion von Vinylchlorid

### VC-Herstellung auf der Basis von Acetylen

Die weltweit erste Fabrikationsanlage für Vinylchlorid (VC) auf der Basis von Acetylen und Chlorwasserstoff mit einer Jahresmenge von 1200 bis 1400 t betrieb die IG Farbenindustrie AG in Rheinfelden seit 1929. Das Werk arbeitete schon nach dem später in Schkopau großtechnisch ausgeführten Verfahren.



Die Reaktion fand in Röhrenreaktoren an Quecksilber-II-chlorid-Aktivkohle-Kontakten statt, die Wärme wurde durch eine Ölkühlung abgeführt. Zur Reinigung des Rohproduktes wurden Käldestillationen eingesetzt, die von der Firma Linde AG München ausgelegt waren.

Da die Rohstoffsituation und die Transportbedingungen in Rheinfelden sehr ungünstig waren (Carbid für die Acetylenherstellung mußte z.B. von der Lonza AG aus der Schweiz bezogen werden), faßte die IG Farbenindustrie AG 1937 den Beschluß, die großtechnische VC-Produktion mit einer Kapazität von 10 000 t/a im Buna-Werk Schkopau neu aufzubauen.

Bereits am 18.10.1938 konnte in Schkopau das erste Vinylchlorid erzeugt werden, bis 31.10.1938 waren es schon stolze 71,58 t.

Die Polymerisation von Vinylchlorid zu PVC war zwischenzeitlich zur technischen Reife entwickelt worden (diskontinuierliches Verfahren im IG-Werk Bitterfeld, kontinuierliches Verfahren im IG-Werk Ludwigshafen). Das in Schkopau produzierte VC wurde nach dem Emulsionsverfahren sowohl in der parallel zur VC-Anlage errichteten PVC-E-Fabrik A 44 als auch im IG-Werk Bitterfeld polymerisiert. Bitterfeld bezog sein Vinylchlorid bis zur Produktionseinstellung

infolge einer schweren Havarie am 11.07.1968 durchgehend in Druckgas-Kesselwagen aus Schkopau.

Die geplante VC-Kapazität wurde erstmalig im Jahre 1940 erreicht. Die VC-Produktion wurde in den Kriegsjahren mit Nachdruck kontinuierlich gesteigert und erreichte 1944 vorerst ihren Höhepunkt. Nach einem Tiefpunkt im Jahre 1946 ging es wieder ständig aufwärts.

1940	10 218 t
1944	25 202 t
1946	5 296 t
1950	23 813 t
1955	42 899 t
1960	61 721 t

Mit Inbetriebnahme der zweiten VC-Fabrik in I 97 am 28.07.1960 (Bilder 25 bis 28) im Rahmen des "Chemie-Programmes" gab es einen Sprung in der VC-Produktion nach oben.

Die VC-Anlage II wurde mit der gleichen Technologie ausgerüstet wie die alte VC-Anlage in G 47, allerdings mit modernerer Meß- und Regeltechnik.

Die VC-Produktion auf Acetylenbasis stieg von Jahr zu Jahr und erreichte 1979 ihren absoluten Höhepunkt (Bild 29). Das ist verständlich, da ab 1980 die Anlage des "Komplexvorhabens Buna" den Dauerbetrieb aufnahm, bei der Vinylchlorid auf der Basis von Ethylen und Chlor hergestellt wird. Der anfallende Spalt-chlorwasserstoff wurde - anfangs parallel mit dem Verbrennungs-Chlorwasserstoff - in den VC-Anlagen auf Acetylenbasis verarbeitet.

1965	117 636 t
1970	154 116 t
1975	175 380 t
1979	198 460 t
1984	197 510 t
1989	187 060 t
1990	119 979 t



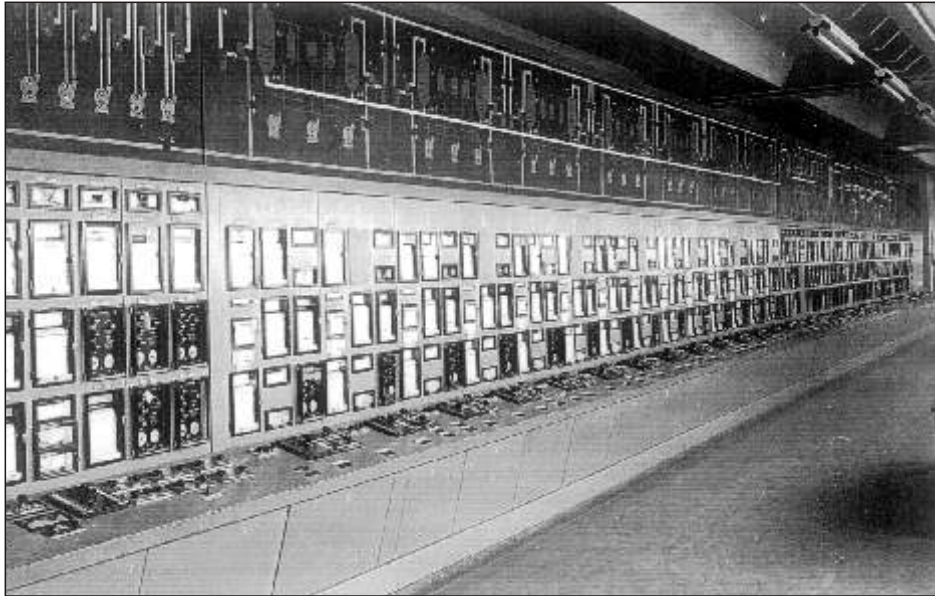


Bild 25 Blick in die VC-Meßwarte im Bau I 97

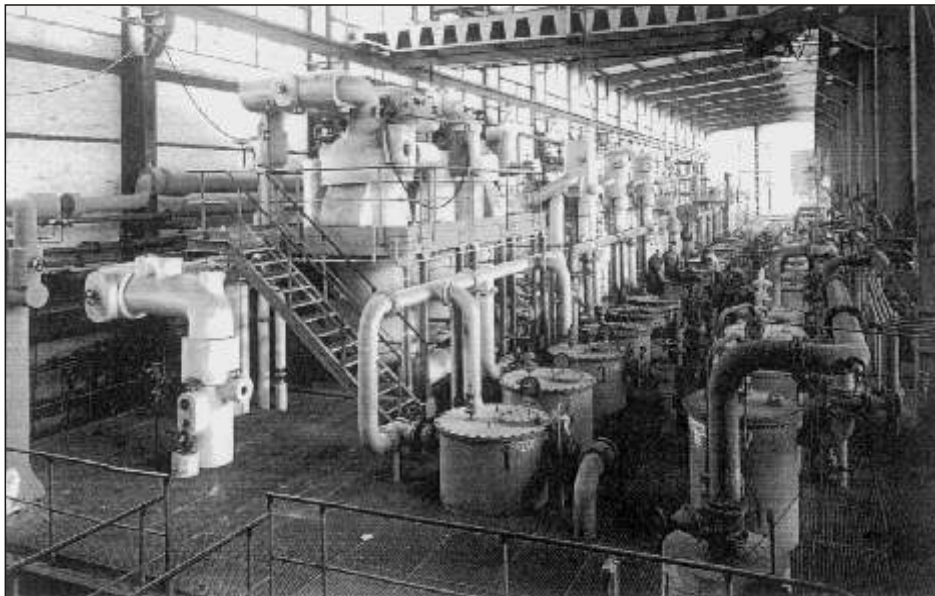


Bild 26 VC-Trocknung und Destillation in I 97



Bild 27 Acetylenverdichter I 97



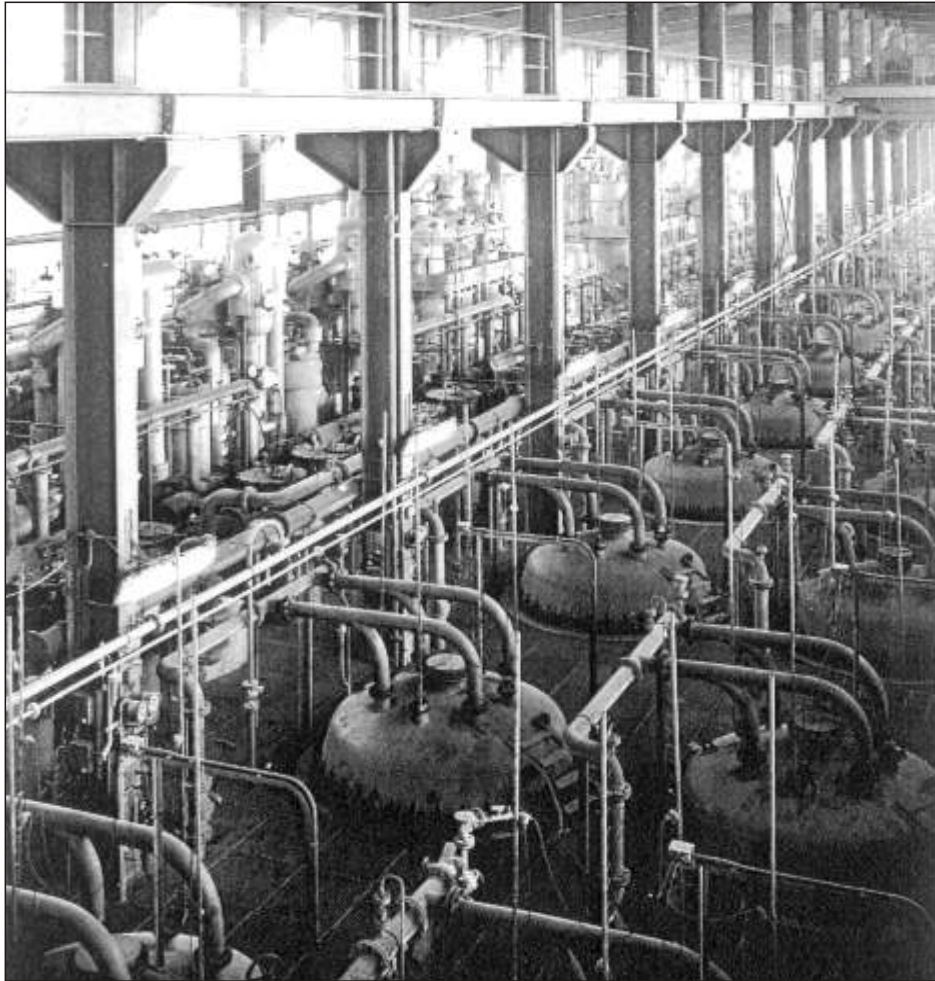


Bild 28 VC-Reaktoren in I 97

Nach dem Vollzug der Deutschen Einheit wurde die Carbidproduktion in den Jahren 1990 und 1991 heruntergefahren und noch 1991 total eingestellt. Parallel dazu mußten die acetylenverarbeitenden Betriebe ausgefahren werden. So gingen die VC-Fabrik I (G 47) am 19.07.1990 und die VC-Fabrik II (I 97) am 26.06.1991 (9.20 Uhr) für immer außer Betrieb. Das VC-Verfahren auf Acetylenbasis wurde im

Buna-Werk Schkopau von 1938 bis 1990 kontinuierlich weiterentwickelt, wobei die größte Aufmerksamkeit der Erhöhung der Sicherheit und der Rationalisierung des Prozesses mit Steigerung der Raum-Zeit-Ausbeuten gewidmet wurde.

Folgende Schritte der Entwicklung sind besonders hervorzuheben:

**1962:** Einführung der Zentralmischung mit ständiger Verbesserung des Mixers (1986 Patent): für alle Öfen nur noch ein Mischer

**1967:** Einführung der mit dem Institut für Chemieanlagen Dresden entwickelten VC-Destillation (Patent). Steigerungsfaktor 4

**bis 1969:** Verkleinerung der Rohrdurchmesser der VC-Reaktoren von 80 mm über 55 mm, 50 mm, auf letztlich 32 mm (bessere Wärmeabführung)

**1972:** Einführung der Wechselschaltung für Normalreaktoren

**1975:** Ablösung der diskontinuierlichen Acetylentrocknung mittels festem Ätzkali durch die kontinuierliche Calciumchlorid-Flüssigtrocknung. Entscheidende Verbesserung der Sicherheit. Steigerungsfaktor 5

**1977:** Steigerung der Kapazität der

Waschsysteme (Säure-, Wasser-, Laugewascher). Steigerungsfaktor 10

**1977:** Einführung der kontinuierlichen Roh-VC-Trocknung mit Kalilauge (vorher diskontinuierlich mit festem Ätzkali). Steigerungsfaktor 10

**1984:** Durchsatzsteigerung bei Großreaktoren durch Verdichtung des Mischgases (Acetylen-Chlorwasserstoff) in der großtechnischen Versuchsanlage (Patent).

**1990:** Großtechnische Erprobung der Siedekühlungsreaktor - Technologie (Druckwasserkühlung) mit Einsatz des Prozeßleitsystemes "audatec" von GRW Teltow (Patente).

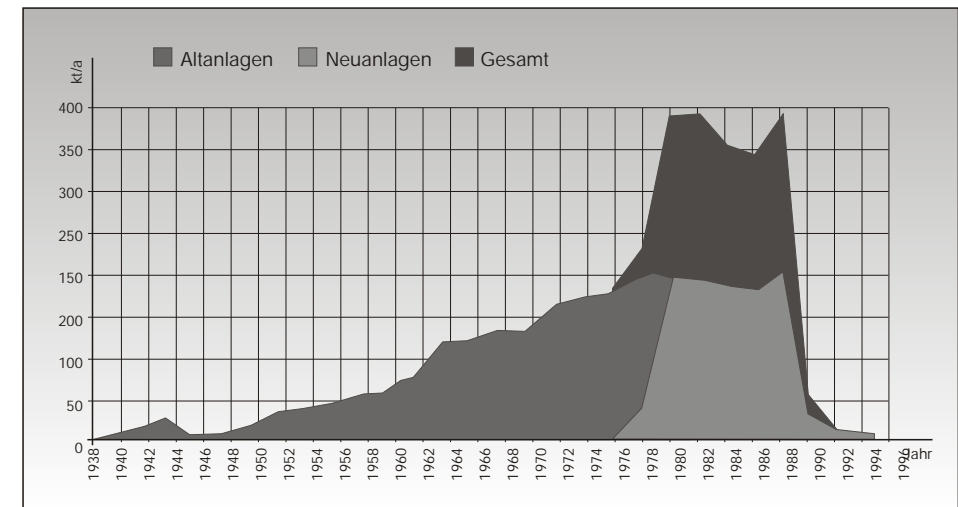


Bild 29 Entwicklung der VC-Produktion am Standort Schkopau

### Technologie der VC-Herstellung auf Acetylenbasis

#### Die Ausgangsstoffe und ihre Vorbereitung für die Synthese

Ausgangsstoffe für die Vinylchlorid-Herstellung nach diesem Verfahren sind **Acetylen** und **Chlorwasserstoff**. Beide Gase wurden in Schkopau selbst hergestellt, das Acetylen durch Vergasung von Carbid mit Wasser, der Chlorwasserstoff bis 1980 durch Verbrennung von Chlor mit Wasserstoff, danach zunehmend durch Chlorwasserstoff-Abspaltung aus Dichlorethan (EDC) bei der VC-Synthese auf Ethylenbasis.

Das Acetylen stand am VC-Betrieb in der Acetylen-Ringleitung mit einem Vordruck von 50 bis 300 mm WS an. Es wurde in Wasserringverdichtern mit Leistungen von zuletzt max. 2 500 Nm<sup>3</sup>/h auf den erforderlichen Druck von 0,65 atü komprimiert. Das mit Wasser übersättigte **Acetylen** mußte für die Synthese sorgfältig **getrocknet** werden, um beim Mischen mit Chlorwasserstoff die Salzsäurebildung weitestgehend zu vermeiden.

Das erfolgte in 2 Stufen:

- In der 1. Stufe wurde das Acetylen in Gaskühlern, die mit 0° C-Kühlsole betrieben wurden, auf 5 bis 10° C abgekühlt, wodurch der Wassergehalt auf <10 g/Nm<sup>3</sup> Acetylen sank.
- In der 2. Stufe wurde das Acetylen bis zum Jahre 1975 in Batterien von jeweils 4 hintereinander geschalteten Trockentürmen (3 Siebeinsätze) mit festem Ätzkali in Stücken (4,5 t/Turm) in einem diskontinuierlichen Verfahren (Kapazität 1200 Nm<sup>3</sup>/h je Batterie) getrocknet (Restfeuchte ca. 2 g/Nm<sup>3</sup> Acetylen), später in einem kontinuierlichen Verfahren mittels Calciumchlorid-Sole von -20° C in einem Turm (Kapazität 6 000 Nm<sup>3</sup>/h, Restfeuchte <1 g/Nm<sup>3</sup> Acetylen).

Der **Chlorwasserstoff** gelangte von der HCl-Fabrik trocken in Rohrleitungen aus Stahl zu den VC-Anlagen. Er besaß bereits den erforderlichen Druck von mindestens 0,7 atü und eine Reinheit von >97,5 Vol.-%. Er wurde aus Sicherheitsgründen noch durch einen Raschig-ringturm als Abscheider gefahren.

#### Die Mischung der Ausgangsgase Acetylen und Chlorwasserstoff

Für die Synthese war das günstigste Mischungsverhältnis von Acetylen und Chlorwasserstoff 49 : 51 Vol.-% (theoretisch 50 : 50 Vol.-%).

Ursprünglich wurden die Ausgangsgase durch Bedienung von Handschiebern (wegen der Schwergängigkeit meist mit "Knacken") an jedem Normal-Reaktor in Mengen bis zu 160 m<sup>3</sup>/h Acetylen und etwa 170 m<sup>3</sup>/h Chlorwasserstoff separat eingestellt und in **Einzelmischern** gemischt. Entsprechend mußte an jedem Reaktorausgang die Rohgas-Qualität geprüft werden, um einen gefährlichen Acetylenüberschuß zu vermeiden. Diese Arbeit wurde beim Anfahren der Gesamtanlage nach Störungen oder Abstellungen zur Schwerstarbeit.

Im Jahre 1962 wurde der **Zentralmischer** eingeführt, wobei das Mischgas (Acetylen-Chlorwasserstoff) für alle Reaktoren einer VC-Anlage (letztendlich 30 Reaktoren) in nur einem großen Gasmischer (Kapazität bis 14 000 Nm<sup>3</sup> Mischgas/h) mit exakter Überwachung und größerer Genauigkeit bereit werden konnte (1986 Patent).

#### Die VC-Synthese

Die Synthese des Vinylchlorids aus Acetylen und Chlorwasserstoff wurde in **Röhrenreaktoren** durchgeführt (Bild 30). In den Rohren befand sich der Kontakt (4 mm

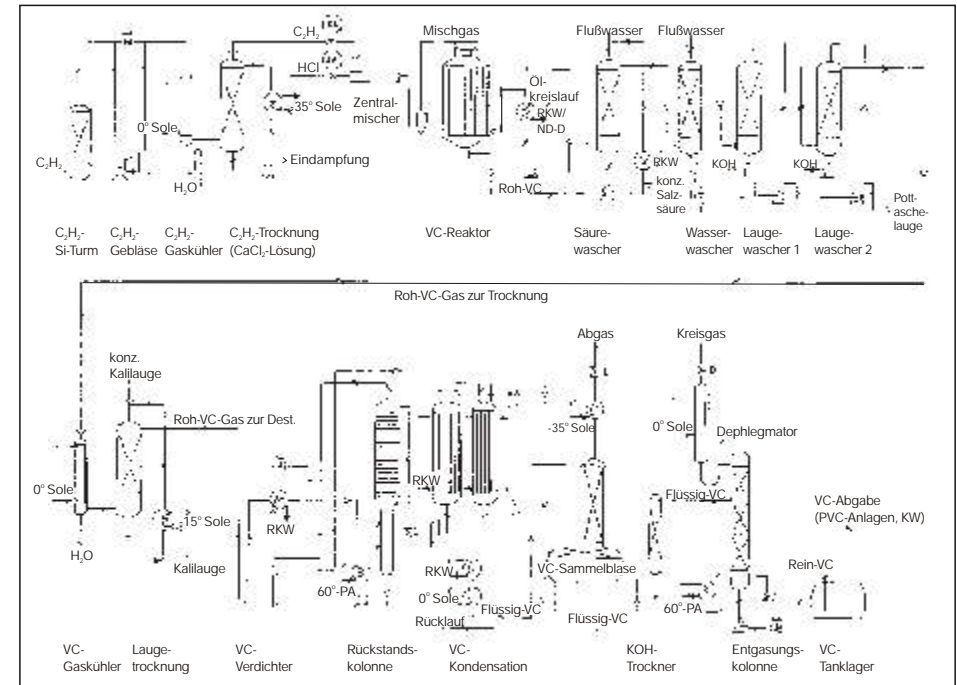


Bild 30 Technologisches Schema der VC-Produktion auf Acetylenbasis

Formaktivkohle mit 10 Gew.-% HgCl<sub>2</sub>), um die Rohre wurde zur Abführung der Reaktionswärme (106 kJ/ Mol) Plastikator RA (Buna-internes Heizöl) geleitet, welches wiederum im "Ölheizraum" mit Rückkühlwasser gekühlt wurde. Die Reaktionstemperatur in den Kontaktrohren lag zwischen 180 und 220° C, die Öltemperatur wurde je nach Kontaktsituation von anfänglich 70° C bei frischem Kontakt auf 140° C am Ende der Fahrperiode hochgefahren. Eine Fahrperiode dauerte im Durchschnitt bei Normalbetrieb ca. 1 Jahr.

Zur Kapazitätssteigerung und Senkung des spezifischen Kontaktverbrauches - und damit zur Kostensenkung - wurde in den 70er Jahren die **Hintereinanderschaltung** von jeweils 2 Großreaktoren entwickelt. Je nach Kontaktzustand wurden die Öfen entweder als

erste oder zweite Reaktoren geschaltet. So konnte die Kapazität je Ofen von 4,5 kt/a bei Einzelfahrweise auf 5 kt/a bei Zusammenschaltung zu Reaktorpaaren erhöht werden.

Die Reaktoren haben im Laufe der Zeit wesentliche Weiterentwicklungen erfahren. Die ersten großtechnischen Reaktoren in Buna hatten einen Durchmesser von 2800 mm und eine Höhe von 5174 mm. Der Durchmesser der Kontaktrohre betrug 80 mm, ihre Länge 3000 mm.

Zur Verbesserung der Wärmeabfuhr - und damit zur Kapazitätserhöhung - wurde der Kontaktrohrdurchmesser zuerst auf 55 mm gesenkt. Die Anzahl der Rohre betrug 1003 mit einer Wärmeaustauschfläche von 542 m<sup>2</sup>.

In einem weiteren Schritt wurde der Kontakt-

rohrdurchmesser auf 50 mm verkleinert. Öfen dieser Bauart beherrschten in den 50er und 60er Jahren die VC-Fabriken. Ihre Jahreskapazität betrug 2,5 kt VC. Im Zusammenhang mit der Reko und Erweiterung der VC-Produktion in I 97 wurden die VC-Großreaktoren entwickelt und ab Ende 1969 eingebaut.

Die Großreaktoren hatten einen Durchmesser von 3200 mm, das war das größte Ausmaß, was in der vorhandenen Stahlkonstruktion untergebracht werden konnte. Der Durchmesser der Kontaktrohre wurde auf 32 mm weiter verkleinert, die Anzahl der Rohre auf 3773 erhöht. Großreaktoren brachten es durch diese technischen Veränderungen auf eine Jahreskapazität von 4,5 kt VC.

Im Jahre 1990 wurde in einer großtechnischen Versuchsanlage mit der Erprobung einer völlig neuen Reaktortechnologie begonnen. Das Acetylen-Chlorwasserstoff-Gemisch vom Zentralmischer wurde in Gebläsen verdichtet und einem **Siedekühlungsreaktor** (Druckwasserkühlung) zugeführt, dem zwei Nachreaktoren und ein adiabatischer Reaktor nachgeschaltet waren. Die Steuerung des Prozesses erfolgte durch das Prozeßleitsystem "audatec" vom GRW Teltow. Mit diesen vier Reaktoren konnte während einer Leistungsfahrt die gesamte Ofenkapazität von I 97 ersetzt werden. Die Entwicklungsarbeiten wurden im Buna-Werk Schkopau von der verfahrenstechnischen Forschung in enger Zusammenarbeit mit der Produktion und der betrieblichen Forschung durchgeführt. Sie

#### Die VC-Wäsche und -Trocknung

Das **VC-Roh-Gas** am Ausgang der Kontaktöfen enthielt außer dem Hauptbestandteil Vinylchlorid noch andere Komponenten in geringer Menge:

- Chlorwasserstoff durch die Überschußfahrweise und nicht vollständigen Umsatz an älteren Kontakten
- Wasserstoff, der in der Größenordnung von 1 bis 2,5 Vol.-% im Chlorwasserstoff enthalten war
- Stickstoff, der in geringen Mengen im Acetylen enthalten war und aus Spülprozessen stammte
- Acetylen durch nicht vollständigen Umsatz an älteren Kontakten
- Kohlendioxid, das in Spuren im Chlorwasserstoff vorkam (später bei der Wasserwäsche zusätzliche starke Kohlendioxidbildung durch die Wasserhärte - siehe dort)
- Nebenprodukte (chlorierte Kohlenwasserstoffe), die aus den unterschiedlichsten Re-aktionen von

Diese unerwünschten Stoffe mußten entfernt werden.

Das Roh-VC gelangte zuerst in die **VC-Waschsysteme**, in denen je ein Wasserwascher und zwei Laugewascher hintereinandergeschaltet waren. Bis 1977 hatten die Waschsysteme eine Kapazität von 400 m<sup>3</sup>/h, dann erfolgte in I 97 der Umstieg auf Systeme mit 4000 m<sup>3</sup>/h.

Zur **Entfernung** des überschüssigen **Chlorwasserstoffes** bei gleichzeitiger Herstellung von 30%iger Salzsäure wurde das Roh-VC teilweise zuerst durch **Säurewascher** gefahren. Säurewascher waren gummierte und mit keramischen Platten ausgemauerte Raschigringtürme, in denen aus Wasser durch

Kreisfahrweise mittels Porzellanpumpen (und Kühlung in einem Corobon-Kühler) in einem diskontinuierlichen Verfahren eine 30 %ige technische Salzsäure hergestellt wurde, die auch zum Verkauf kam.

Das **gesamte Roh-VC** (entweder direkt aus den Syntheseöfen oder bereits teilgewaschen aus den Säurewaschern) gelangte dann in die **Wasserwascher**. In diesen gummierten und ebenfalls mit Raschigringen gefüllten Türmen wurde das Roh-VC im Gegenstrom mittels von oben eingeleitetem Flußwasser vollständig vom Rest-Chlorwasserstoff befreit. Durch die Bodenausläufe wurde eine 1 bis max. 3 %ige Salzsäure über Siphone aus dem Prozeß in den Fabrikabwasserkanal entfernt. Diese Salzsäure war im Werk zur Neutralisation der sonstigen überwiegend alkalischen Abwässer sehr willkommen.

Nach den Wasserwaschern wurde das **Roh-Gas** in jeweils zwei hintereinander geschalteten **Laugewaschern** nahezu vollständig vom Kohlendioxid befreit.

Laugewascher waren stählerne Raschigringtürme, in denen in einem diskontinuierlichen Prozeß 50 %ige Kalilauge so lange im Kreislauf gefahren wurde, bis sich der KOH-Gehalt auf 2 bis 4 Gew.-% verringert hatte und eine **Kaliumcarbonatlauge** (Pottaschelauge) von 42 bis 45 Gew.-% entstanden war. Das Produkt wurde in Kesselwagen vorwiegend an die Glasindustrie verkauft oder im Betrieb selbst als Kühlsole in eisernen Kühlsystemen verwendet.

Die **VC-Trocknung** erfolgte wieder in zwei Schritten:

Wie bei der Acetylentrocknung wurde auch das VC-Rohgas zunächst durch **Gaskühler** gefahren, in denen es mittels 0 °C-Sole auf unter 10 °C abgekühlt wurde, wobei ein Teil des Wassers abgetrennt werden konnte. Danach gelangte es weiter in die zweite Trocknungsstufe.

Produktion erfolgte die weitere Trocknung des gasförmigen Roh-VC in Batterien von jeweils vier hintereinander geschalteten **Ätzkali-Trocknern** im quasi-kontinuierlichen Betrieb. Die Trockner waren zylindrische Behälter, in denen auf einem Rost hühnereigroße Ätzkalistücken lagen. Zur Beseitigung von Kanälen im Ätzkali mußten sie in einem bestimmten Rhythmus geöffnet und zusammengestoßen werden. Dazu wurde immer nur ein Trockner einer Batterie außer Betrieb genommen, so daß die Batterie als solche kontinuierlich in Betrieb war. Der erreichte Trockenwert lag bei 1 bis 2 g Wasser/m<sup>3</sup> Gas, die Kapazität pro Straße lag bei ca. 400 m<sup>3</sup>/h.

Ab 1977 erfolgte eine Verfahrensumstellung auf die **kontinuierliche Kalilaugetrocknung**. Dabei wurde Kalilauge auf -10 °C gekühlt und in Raschigringtürmen dem VC-Gas entgegengeführt. Die Kapazität einer neuen Straße erhöhte sich gegenüber früher mit dem Faktor 10 auf 4000 m<sup>3</sup>/h.

In den ersten 39 Jahren der großtechnischen VC-



*Die VC-Destillation und -Lagerung*

Bis zum Jahre 1967 wurde das Vinylchlorid in sogenannten **Kälte destillationen** gereinigt. Dazu wurden pro t VC rund 200 000 kcal Kälteenergie benötigt. Deshalb gehörte zu jeder VC-Fabrik auch eine große Kälteanlage, die im wesentlichen mit zweistufigen Kältemaschinen für eine Leistung von 200 000 kcal/h bei -40 °C ausgerüstet waren. Das Roh-VC gelangte gasförmig von unten in die Rückstandssäule (Glockenbodenkolonne). Im Gegenstrom floß von oben kaltes Flüssig-VC entgegen. Auf den Glockenböden fand der Stoffaustausch statt, und über Kopf verließ rückstandsfreies Produkt die Kolonne gasförmig. Im Sumpf der Kolonne wurde der VC-Rückstand (Gemisch chlorierter Kohlenwasserstoffe) abgezogen.

Das gasförmige, rückstandsfreie VC wurde in den nachfolgenden **Kondensatoren** (mit Calciumchlorid-Sole von ca. -35 °C um die Rohre befahren) verflüssigt und der VC-Sammelblase zugeleitet. Hier wurden die Abgase (hauptsächlich Stickstoff und Wasserstoff) nach weiterer Abkühlung auf ca. -55 °C und Durchfahren einer Abgaswäsche über Dach entfernt.

Aus der Sammelblase floß das Flüssig-VC in die **Entgasungssäule** (Raschigringturm), wo das gelöste Acetylen ausgegast und über ein Kreislaufgebläse dem Prozeß vor den Reaktoren wieder zugeleitet wurde. Das Rein-VC verließ die Kolonne über einen Bodenauslauf, wurde mit -35 °C-Sole nachgekühlt und ins **Kältetanklager** gefahren. Die Lagerung erfolgte in gekühlten drucklosen Behältern von 40 m<sup>3</sup> Inhalt.

Im Jahre 1967 wurde begonnen, das Roh-Vinylchlorid auch unter Druck zu destillieren. Die **VC-Druckdestillation** war in Schkopau gemeinsam mit dem Institut für Chemieanlagen Dresden (ICA) gleich als großtechnische Anlage entwickelt worden. Im Prinzip gab es die

die gleichen Aggregate wie bei der Kälte destillation, allerdings wurden die Rückstandskolonne mit 2,1 atü, die **VC-Kondensation** mit 7,5 atü und die Entgasung mit 2,0 atü betrieben. Die unterschiedlichen Druckniveaus wurden durch zweistufige Schraubenverdichter (GHH) geschaffen, und zur Kondensation konnte statt -35°C-Kühlsole normales Rückkühlwasser eingesetzt werden. Gegenüber einer Kapazität der ursprünglichen Kälte destillationen von 2 t/h Vinylchlorid erreichten die Druckdestillationen von 1 97 10 t/h. Die zugehörigen VC-Drucktanks hatten ein Volumen von je 100 m<sup>3</sup>.

Das Vinylchlorid hatte einen hohen Reinheitsgrad. Der Gehalt an organischen Verunreinigungen war < 100 ppm, der Wassergehalt < 250 ppm.

Das in Schkopau produzierte VC wurde immer zum größten Teil im Buna-Werk selbst verarbeitet. Dazu wurde es von den **Pumpstationen der Tanklager** durch Rohrleitungen an die Abnehmer verteilt. Der Verkauf fand durch Kesselwagenversand (CKB, in den 60er Jahren auch nach der BRD, Belgien, Frankreich, Österreich, Italien) oder bei geringeren Mengen mittels Druckfässern oder Druckgasflaschen statt.

*Sicherheitstechnische Besonderheiten*

Der Umgang mit ständig steigenden Mengen hochexplosiver Gase und Flüssigkeiten barg eine Reihe von Gefahren in sich, die nur durch eine immer weiter verbesserte Sicherheitstechnik beherrscht werden konnte.

Die größte und häufigste Gefahr war die Anwesenheit von **Chlor im Chlorwasserstoff**, da das Chlor beim Zusammentreffen mit Acetylen im Zentralmischer explosionsartig reagierte. Ein ausgeklügeltes Sicherheitssystem sorgte dafür, daß eine kontinuierliche

Gasanalyse (URAS) in der Gasabgangsleitung der HCl-Fabrik erheblich schneller ausgeführt war, als das Gas für den Weg zur VC-Anlage und im Gefahrenfall für die Auslösung der Schnellschlüsse im VC brauchte. Die Gefahr "Chlor im Chlorwasserstoff" gab es nach vollständiger HCl-Belieferung aus der Dichlorethanspaltung des Ethylen-VC-Komplexes nicht mehr.

Genauso gefährlich war der selten auftretende Fall einer größeren **Stromstörung**. Durch den Ausfall der Acetylengebläse und das Nichtansprechen der ursprünglich mit Elektromotor zufahrenden Schnellschlüsse konnte es sofort zum Zurückdrücken des Chlorwasserstoffes in die Acetylentrocknung kommen. Hier begann infolge der Neutralisationswärme beim Reagieren von HCl mit KOH sehr schnell eine Acetylenzersetzung (Rußbildung), bei der immer die Gefahr einer größeren Explosion bestand. Nach Einsatz neuer Schnellschlußventile, die mittels Elektromagnet offen gehalten wurden und bei Stromabschaltung durch Gewichte zufielen, konnte die Gefahr erheblich verringert werden. Endgültig beseitigt war sie aber erst 1975 nach Umstellung der Acetylentrocknung von Ätzkali auf Calciumchloridlösung.

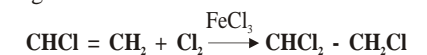
Da **Acetylenzersetzungen** bis hin zu Explosionen nie vollständig ausgeschlossen werden konnten, wurde im Laufe der Zeit das sogenannte "differenzierte Sicherheitssystem" entwickelt. Durch eine spezielle Druckauslegung der Aggregate und eine sinnvolle Anordnung von Druckentlastungseinrichtungen (Berstscheiben) und Flammenlöschstrecken (Reppe-Bündel, Sicherheitstürme mit Raschigringen) wurden anlaufende Explosionen gebremst oder gestoppt, der Schaden für das Bedienungspersonal praktisch ausgeschlossen und technische Schäden minimiert.

Aus der Vielzahl der sicherheitstechnischen Aspekte soll nur noch auf den **Acetylengehalt im Roh-VC** vor den Druckdestillationen hingewiesen werden. Da beim Anfahren der Gesamtanlage nach langen Abstellungen mit abgekühlten Reaktoren infolge schlechten Umsatzes ein hoher Acetylengehalt im Roh-VC vorhanden war, mußte das Anfahren stufenweise über in Reserve stehende Kälte destillationen vorgenommen werden.

**Herstellung von asymmetrischem Dichlorethylen**

Der VC-Fabrikation in G 47 unmittelbar angeschlossen war die Produktionsanlage für asymmetrisches Dichlorethylen ("as-Di") in G 47 z. Die Produktion wurde in den Kriegsjahren aufgenommen, als man für Afrika unverrottbare Moskitonetze benötigte. Ein Mischpolymerisat aus 90 % Vinylchlorid und 10 % Vinylidenchlorid ("Saran") war das geeignete Material. Bis zum Abfahren der Carbidchemie in Schkopau wurde die Produktion kleintonnagig zur Herstellung der verschiedensten Mischpolymerisate betrieben. Die maximale Produktion wurde im Jahre 1972 mit 2 753 t erreicht.

Das asymmetrische Dichlorethylen wurde in einem Zweistufen-Verfahren aus Vinylchlorid und Chlor über 1,1,2-Trichlorethan ("Trian") hergestellt.



Beide Stoffe wurden gasförmig von oben in einen gußeisernen Reaktionsturm eingeleitet, der als Katalysator und zur Raumauffüllung Kugeln aus Grauguß enthielt. Zur Wärmeabführung wurde Trian im Kreislauf über einen Kühler gefahren. Die Reaktionstemperatur lag bei 70 °C.

Das kontinuierlich aus dem Kreislauf ausgeschleuste Trian wurde von unten zusammen mit einer 10%igen Natronlauge in den Verkocher eingeleitet. In diesem Behälter ohne Einbauten fand in der Flüssigphase bei 65 °C die **Abspaltung von Chlorwasserstoff aus dem Trichlorethan zu as-Di** (1,1-Dichlorethylen) statt.



Das entstandene Roh-as-Di mit einem Siedepunkt von 32 °C entwich über Kopf, wurde mit konzentrierter Natronlauge getrocknet und in einer Raschigringkolonne destilliert.

Da das asymmetrische Dichlorethylen unwahrscheinlich schnell polymerisierte, mußte es bereits bei der Kondensation stabilisiert werden, wofür Di- und Triethylamin eingesetzt wurden.

Die Lagerung erfolgte stabilisiert in gekühlten Erdtanks unter Stickstoff bei Normaldruck, die Lagerzeit durfte wenige Tage nicht überschreiten.

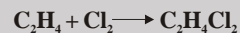
### VC-Herstellung auf der Basis von Ethylen

Anfang der 60er Jahre begann weltweit der Ausstieg aus der Carbidacetylenchemie. Bei der VC-Herstellung erfolgte der Übergang zur petrochemischen Ethylenbasis.

Trotz der Tatsache, daß dadurch ein einstufiges Verfahren durch ein dreistufiges Verfahren (s. Formelschema) abgelöst wurde, ergaben sich deutliche ökonomische Vorteile durch den Preisunterschied von Ethylen zu Acetylen.

#### Stufe 1:

Dichlorethanherstellung aus Ethylen und Chlor



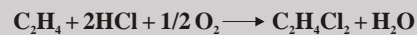
#### Stufe 2:

Pyrolyse des Dichlorethans in VC und Chlorwasserstoff



#### Stufe 3:

Umsatz des Chlorwasserstoffes mit Sauerstoff und Ethylen zu Dichlorethan



In der DDR wollte man sich diesem Trend nicht ganz verschließen, obwohl die Ethylenherstellung ausschließlich auf importiertem Erdöl beruhen würde, was der Wirtschaftspolitik nicht gerade entsprach, die ganz stark auf einheimische Rohstoffe und Störfreimachung setzte.

So wurde im Jahre 1967 geplant, die Produktionserweiterung bei VC hauptsächlich auf Basis Ethylen fortzuführen und mit dem vorhandenen Acetylen-VC-Verfahren zu koppeln, indem der Chlorwasserstoff aus der Dichlorethanpyrolyse in der traditionellen VC-Herstellung eingesetzt werden sollte.

Obwohl die Verfahrensstufen der petrochemischen VC-Erzeugung in den entwickelten Industrieländern bereits im 100

kt/a-Maßstab betrieben wurden, erhielt der VEB Chemische Werke Buna, Schkopau, den Auftrag, diese Verfahren selbst zu entwickeln, um die Lizenzgebühren zu sparen. Nach 2 Jahren war klar, daß mit einer solchen Politik der anvisierte Zeitplan nicht einzuhalten war, und es wurde beschlossen, die Verfahren in Lizenz zu kaufen.

Etwa zu dem gleichen Zeitpunkt deuteten sich im Chemieraum Merseburg zwei Entwicklungen an, die den angefangenen Arbeiten vorübergehend eine andere Richtung gaben. Das waren:

- die Reduzierung des Braunkohleabbaus und damit das Freiwerden von Produktionsstandorten (u. a. Braunsbedra)
- und die Herstellung von Magnesiumoxid aus Magnesiumchloridlauge und damit der Zwangsanfall von großen Mengen

Darauf aufbauend wurde konzipiert, in Braunsbedra eine VC-PVC-Kapazität in der Größenordnung 100 bis 300 kt/a auf der Basis von Ethylen und Chlorwasserstoff zu errichten und in Schkopau unabhängig davon auf Acetylenbasis weiter zu produzieren. Anfang der 70er Jahre stellte sich allerdings heraus, daß sich die DDR-Wirtschaft mit diesem und den vielen anderen angedachten Vorhaben völlig übernommen hatte. Die Arbeiten wurden eingestellt.

Mit der Unterzeichnung der KSZE-Akte von Helsinki durch die DDR im Jahre 1974 ergaben sich einige neue Möglichkeiten für die DDR-Wirtschaft. Insbesondere wurde wegen des immensen Bedarfs an PVC der Gedanke des Ausbaus der VC/PVC-Produktion in Schkopau wieder belebt und auch zu einem konkreten Ergebnis gebracht. Im Rahmen eines auf Kompensationsbasis schlüsselfertig zu errichtenden Anlagenkomplexes, der den gesamten Produktionsstrang von der Chlor- bis

zur PVC-Erzeugung umfaßte, war eine VC-Produktion von 200 kt/a auf der Basis von Ethylen und Chlor vorgesehen. Der anfallende Spalt-Chlor-wasserstoff war in der traditionellen VC-Erzeugung einzusetzen, die dazu ebenfalls noch modernisiert und ausgebaut werden mußte. 1976 wurden der Anlagenimportvertrag mit der Fa. Uhde und der Refinanzierungsvertrag abgeschlossen und der gesamte Komplex (Buna II) 1980 in den Dauerbetrieb übernommen. Der Verfahrensgeber für die VC-Anlage war Goodrich-Hoechst (Bilder 31 bis 34).

Nach dem Vollzug der Deutschen Einheit wurde 1990/91 innerhalb kürzester Zeit die gesamte Carbidproduktion stillgelegt und damit der VC-Herstellung die Basis entzogen, da mit dem Wegfall des Acetylen-VC-Verfahrens auch das Einsatzgebiet für den Spalt-Chlor-wasserstoff verloren ging. Die Stoffverflechtung ist technisch sinnvoll nur durch den Neubau der Prozeßstufe "Oxichlorierung" möglich, in der aus Chlorwasserstoff mit Ethylen und Sauerstoff Dichlorethan hergestellt wird, das wiederum in die VC-Herstellung eingeht.

Trotz der bis 1995 ungeklärten Privatisierung der Buna AG wurde die Oxychlorierungsanlage ein Schwerpunkt der schon von der Buna AG selbst erarbeiteten und von der Treuhandanstalt bestätigten Entwicklungskonzeption des Werkes und damit konsequent, anfangs durch Finanzierungsfragen und wiederholte betriebswirtschaftliche Untersuchungen zur PVC-Entwicklung in Buna etwas behindert, vorbereitet.

The Dow Chemical Company, die Mitte 1995 in die wirtschaftliche Verantwortung der Buna Sow Leuna Olefinverbund GmbH eintrat, übernahm dieses Projekt in seine strategische Entwicklungskonzeption für das Buna-Werk Schkopau und denkt sogar an eine Erweiterung



Bild 31 VC-Lagerung



Bild 32 VC-Destillation

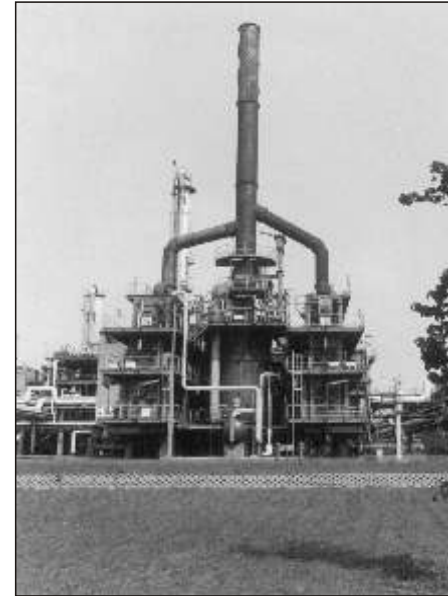


Bild 33 Pyrolyseöfen



Bild 34 Apparaterüst

Schkopau und denkt sogar an eine Erweiterung der gesamten VC-Produktion.

Das Vorhaben "Oxichlorierung" beinhaltet jedoch nicht nur die eigentliche Verfahrensstufe der EDC-Herstellung aus Ethylen, Chlorwasserstoff und Sauerstoff, sondern es umfaßt eine komplette technisch und technologische Überarbeitung der vorhandenen VC-Anlage auf modernstes Niveau und bringt die Voraussetzung für die PVC- und Reststoffverwertung in einer geplanten Verbrennungsanlage durch die Rückführung des dabei entstehenden Chlorwasserstoffes für die VC/PVC-Herstellung.

Die wichtigsten technologischen Verbesserungen in der VC-Anlage betreffen den Neubau von Umweltsanlagen:

- redundante HCl-Rückgewinnungsanlagen
- Aufbereitungsanlagen für Prozeß- und Oberflächenabwasser

- Sammlung aller Abgase der VC-Produktion und Aufarbeitung in den HCl-Rückgewinnungsanlagen

sowie Prozeßstufen zur Verbesserung der Energieökonomie:

- Durchführung der Direktchlorierung im Siedereaktor und Ausnutzung der Reaktionswärme zur Destillationskolonnenbeheizung
- Wärmerückgewinnung in der EDC-Pyrolyse, verfahrenintern durch EDC-Verdampfung und durch Dampferzeugung
- Abgas- und Rückstandsverbrennung mit Dampferzeugung in der HCl-Rückgewinnungsanlage.

Die rekonstruierte VC-Anlage hat eine Kapazität von 150 kt/a VC.



**Technologie der VC-Herstellung auf Ethylenbasis**

Die Technologie der VC-Herstellung auf Ethylenbasis wird durch das technologische Schema in Bild 35 anschaulich dargestellt.

*Die Direktchlorierung und die Dichlorethan (EDC)-Destillation*

Die Reaktion von Ethylen mit Chlor wurde in flüssiger EDC-Phase bei ca. 50 °C und Normaldruck in zwei Direktchlorierungs-Reaktoren mit einer Kapazität von je 160 kt/a EDC durchgeführt.

Als Katalysator diente im EDC gelöstes FeCl<sub>3</sub>. Zur Abführung der Reaktionswärme wurden große Mengen EDC über je vier mit Rückkühlwasser betriebene Kühler im Kreislauf

gepumpt. Ein kleiner Teil des Kreislaufes lief zur Aufrechterhaltung des FeCl<sub>3</sub>-Spiegels über den Katalysatorbehälter. Das produzierte EDC wurde aus dem Kreislauf ausgeschleust und zur FeCl<sub>3</sub>-Entfernung einer mehrstufigen Wasserwäsche unterzogen und im Roh-EDC-Tank (1000 m<sup>3</sup>) gelagert. Infolge der Wäsche war das EDC naß geworden und mußte auf ca. 2-3 ppm Wassergehalt getrocknet werden, damit in den Apparaten der folgenden Verfahrensstufen mit dem dort vorhandenen HCl keine Korrosion auftrat. Die Trocknung erfolgte destillativ mit einer Entwässerungskolonnen. Im Anschluß daran wurde das getrocknete EDC gemeinsam mit dem Rück-EDC (dem in der Pyrolysestufe nicht umgesetzten EDC) in der Hochsiederkolonne von den höher als EDC siedenden Bestandteilen befreit. Die Kapazität der Hochsiederkolonne, die bei Normaldruck

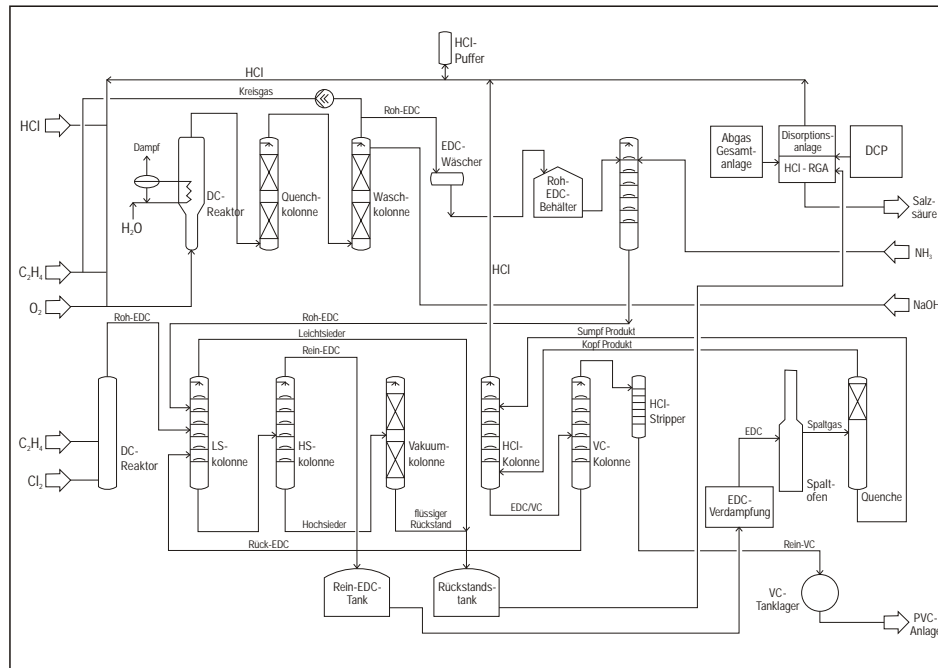


Bild 35 Technologische Schema der VC-Produktion auf Ethylenbasis

arbeitete, betrug 320 kt/a. Für die Kondensation waren Luftkühler eingesetzt. Das gereinigte EDC, als Feed-EDC bezeichnet, wurde in zwei sogenannten Feed-Tanks (je 1000 m<sup>3</sup>) gelagert. Aus dem Sumpfprodukt der Hochsiederkolonne wurde in der Vakuumkolonne nochmals EDC abdestilliert und der Rückstand vor der späteren Verbrennung in der Rückstandsverbrennungsanlage im Rückstandstank gelagert.

*Die EDC-Pyrolyse und die VC-Destillation*

Die Spaltung des EDC in VC und HCl fand in zwei parallelgeschalteten Pyrolyseöfen bei ca. 500 °C und 23 bar statt. Jeder Ofen hatte eine Rohrschlange und wurde über 72 Seitenwandbrenner mit einheimischem Erdgas (EEG) beheizt. Wegen der Spezifik des EEG (Heizwert ca. 2 200 kcal/m<sup>3</sup>) konnten nur Brenner mit Zwangsluftführung eingesetzt werden. Um die Verkokung der Spaltrohrschlange möglichst gering zu halten und damit die Zeiträume zwischen den Entkokungen zu maximieren, wurde der Umsatz nur bis ca. 55% geführt und außerdem die Verdampfung des EDC separat im Vorverdampferofen mit Trennbehälter durchgeführt und damit nur dampfförmiges EDC in die Spaltrohrschlange eingespeist.

Der Vorverdampferofen wurde mit drei Bodenbrennern beheizt. Die Abwärme der Rauchgase in den Spaltöfen wurde zur Vorwärmung des vom Vorratstank kommenden Feed-EDC genutzt.

Trotz dieser relativ "milden" Spaltbedingungen mußten jährlich etwa drei Entkokungen pro Spaltöfen durchgeführt werden.

Die den Spaltöfen verlassenden Reaktionsgase wurden in die Quenche geführt und dort mittels gekühltem, flüssigem Reaktionsprodukt abgeschreckt und damit teilweise kondensiert. Das Kopfprodukt der Quenche gelangte in die

Partialkondensation, in der es in drei Stufen (Luftkühlung, Wasserkühlung, Kühlung mit dem Kopfprodukt der HCl-Kolonne) weiter verflüssigt wurde. Die Gasphase aus der Partialkondensation sowie die Flüssigphasen aus der Quenche und der Partialkondensation gelangten in die HCl-Kolonne, in der EDC und VC destillativ vom HCl abgetrennt wurden. Die Kolonne besaß 45 Ventilböden und arbeitete bei einem Überdruck von 12 bar. Die Sumpftemperatur betrug ca. 100 °C, die Kopftemperatur -24 °C. Das für den Rückfluß benötigte HCl wurde verflüssigt, das produzierte HCl gasförmig an die VC-Fabriken auf Acetylenbasis abgegeben.

Das Sumpfprodukt gelangte in die VC-Kolonne, in der VC vom EDC abgetrennt wurde. Die Kolonne hatte 90 Ventilböden und arbeitete bei einem Überdruck von 4 bar. Die Sumpftemperatur lag bei ca. 150 °C, die Kopftemperatur bei 40 °C. Das VC wurde in wassergekühlten Kondensatoren verflüssigt und das Sumpfprodukt, das sogenannte Rück-EDC, in die Hochsiederkolonne zurückgeführt und dabei leicht nachchloriert.

Um letzte Spuren von HCl aus dem VC zu entfernen, war der VC-Kolonne der VC-Stripper nachgeschaltet. Das Kopfprodukt des VC-Strippers wurde in die HCl-Kolonne zurückgeführt. Das Sumpfprodukt war das Rein-VC mit der für die Polymerisation erforderlichen Qualität. Es wurde über Prüftanks (2 Stück je 100 m<sup>3</sup>) in das VC-Tanklager gefördert.

Das VC-Tanklager bestand aus drei Kugeltanks mit je 1500 m<sup>3</sup> Volumen und stellte eine Besonderheit dar. Die wie üblich oberirdisch aufgestellten Kugeln waren bis zum Kugeläquator mit Erde angefüllt und die oberen Kugelhälften mit Betonplatten und Sandhinterfüllung entsprechend dem Feuerwiderstand einer Erdüberdeckung geschützt. Damit war es möglich, für das



Bild 36 Blick auf die neuerrichtete Oxychlorierungsanlage

Sicherheitsabstände zu anderen Anlagen wie für ein erdüberdecktes Tanklager anzuwenden und die VC-Lagerung im gleichen Baufeld wie die Produktionsanlage unterzubringen. Ein wesentlicher Bestandteil der VC-Anlage war die Rückstandsverbrennungsanlage zur Verbrennung chlorhaltiger flüssiger und gasförmiger Abprodukte der VC- und PVC-Produktion. Aus den Rauchgasen wurde der entstandene Chlorwasserstoff herausgewaschen und Salzsäure daraus hergestellt.

#### Die Oxychlorierungsanlage

Die Oxychlorierungsanlage (Bild 36) arbeitet nach dem Verfahren von Mitsui Toatsu Chemicals.

Die Oxychlorierungsreaktion findet in einem Fließbettreaktor an kupferhaltigem Aluminiumoxid-Katalysator statt. Die Reaktionstemperatur beträgt ca. 210 °C bei einem Überdruck von ca. 2,6 bar. Das Fließbett wird durch Kreisgasführung erzeugt. Die freiwerdende Reaktionswärme dient der Dampferzeugung.

Der eingesetzte Chlorwasserstoff muß vor der Reaktion noch von Acetylsuren befreit werden. Dies erfolgt durch Hydrierung mit Wasserstoff in einem Festbettkontakt. Aus Acetylen entsteht Ethylen.

Das im Oxychlorierungsreaktor gebildete EDC

wird aus den Gasen durch Quenchen und Kühlen mit Wasser und Kaltwasser abgeschieden. Nach dem Quenchen noch enthaltene HCl-Spuren werden vor den Kühlern durch eine Wäsche mit verdünnter Natronlauge entfernt. Der vom EDC befreite Gasstrom wird hauptsächlich über den Kreisgasverdichter dem Reaktor wieder zugeführt. Das abgeschiedene EDC wird mit Wasser gewaschen und zwischengelagert.

Das feuchte EDC wird destillativ mit einer Trocknungskolonie getrocknet und der Gesamt-EDC-Destillation zugeführt. Abwasser und Abgase werden mit hohem Aufwand umweltgerecht entsorgt. So werden z.B. im Prozeßabwasser enthaltene Kupferspuren elektrolytisch entfernt.

#### Änderung der Direktchlorierung

Jetzt wird das Verfahren von Mitsui Toatsu Chemicals angewendet. Es gibt nur noch einen Reaktor. Die Reaktion findet wie vorher in flüssiger Phase mit  $\text{FeCl}_3$  als Katalysator statt, jedoch bei Siedetemperatur des EDC, und die Reaktionswärme wird durch Verdampfen von EDC abgeführt. Die EDC-Dämpfe beheizen die zwei Umlaufverdampfer der Hochsiederkolonie und kondensieren dort. Da im Reaktor mehr EDC verdampft als produziert wird, geht der größte Teil des EDC wieder in den Reaktor zurück.

Das produzierte EDC fällt katalysatorfrei an und muß deshalb nicht gewaschen und damit nicht angefeuchtet werden.

Durch dieses Verfahren wird die Energieökonomie in mehrfacher Hinsicht

- Wegfall der großen EDC-Kreisläufe am Reaktor und der Wasserkühlung, d.h. weniger Elektroenergie- und

- Starke Reduzierung der Dampfmenge an der Hochsiederkolonie
- Entfall der Wasserwäsche

#### Änderungen in der EDC-Destillation

Die Trocknungskolonie für das EDC aus der Direktchlorierung entfällt.

Alle drei EDC-Ströme, d.h. EDC aus der Direktchlorierung, der Oxychlorierung und das Rück-EDC, werden in einer ersten Destillationskolonie von Leichtsiedern befreit und dann erst zur Hochsiederkolonie geleitet. Die Einführung dieser Leichtsiederkolonie ist ursächlich durch die Oxychlorierung bedingt, bringt aber generell eine Verbesserung der Feed-EDC-Qualität.

Die Leichtsiederkolonie hat 65 Ventilböden und arbeitet bei schwachem Überdruck. Die Hochsiederkolonie (40 Ventilböden) wird nunmehr unter Vakuum betrieben.

#### Änderungen in der EDC-Spaltung

Für die Kapazität von 150 kt/a VC gibt es nur einen Spaltofen mit zwei parallelen Rohrschlangen. Die Reaktionsbedingungen sind im Prinzip gleichgeblieben. Die Vorwärmung und Verdampfung des Feed-EDC erfolgt durch einen Wärmeträger (Marlotherm). In die Spalt-rohrschlangen gelangt nur EDC-Dampf. Der Spaltofen wird mit 84 Brennern beheizt, die sowohl mit Erdgas (Heizwert 8 000 kcal/m<sup>3</sup>) als auch mit Wasserstoff betrieben werden können. Die Verbrennungsluft wird mit Dampf und den Rauchgasen des Spaltofens vorgewärmt.

Der Wärmeinhalt des Spaltgases (500 °C) wird weitestgehend ausgenutzt. In einem ersten Doppelrohrkühler wird Marlotherm erhitzt, in einem zweiten Dampf erzeugt. Mit ca. 200 °C gelangt das Spaltgas in die Quenche und weiter

in die Partialkondensation.

Der Wärmeinhalt der Rauchgase wird außer zur Verbrennungsluftvorwärmung auch zur Marlothermerhitzung genutzt. Die durch den Marlothermkreislauf in der EDC-Spaltung zurückgewonnene Wärme reicht bilanzmäßig nicht aus. Die erforderliche Restwärme wird über einen ebenfalls mit Erdgas/Wasserstoff beheizten kleinen Ofen dem Marlotherm zur Aufheizung von 240 °C auf 270 °C zugeführt.

#### Die Rückstandsverbrennung/HCl-Rückgewinnung

Es wurden zwei neue, redundante Anlagen errichtet, die sowohl die diversen flüssigen und gasförmigen Abprodukte aus der VC- und PVC-Anlage als auch fremde Rückstände (z.B. Dichlorpropan) verarbeiten können. Die Verbrennung erfolgt bei 1200 °C und einem Sauerstoffüberschuß von ca. 3 % in einer liegenden Brennkammer, der sich unmittelbar ein Rauchrohrkessel anschließt, in dem Dampf gewonnen wird. In einem mehrstufigen System wird der Chlorwasserstoff aus den Rauchgasen entfernt und ca. 25 % ige Salzsäure erzeugt. Restspuren von Cl<sub>2</sub> und HCl werden in einer alkalischen Bisulfitwäsche entfernt.

Die letzte Stufe der Rauchgasbehandlung ist ein Naß-Elektrofilter zur Aerosolabscheidung. In der HCl-Desorption wird bei 6 bar und 165 °C HCl aus der 25 % igen Salzsäure ausgetrieben und es entsteht 18 % ige Salzsäure, die zur Absorption zurückgeht. Das HCl wird der Oxychlorierung und damit der Verwertung im VC-Verfahren zugeführt. In der HCl-Desorptionsanlage kann auch zugelierte Salzsäure aufgearbeitet werden.

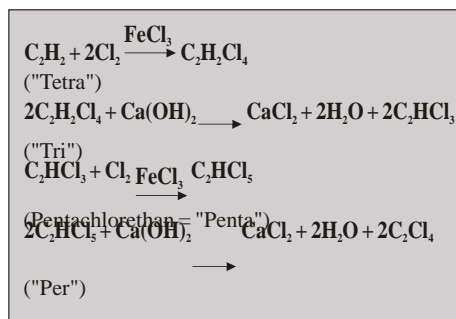
Die Oxychlorierung einschließlich der geänderten Verfahrensstufen wurden im 2. Halbjahr 1996 in Betrieb genommen.

### Chlorierte Kohlenwasserstoffe

Die Herstellung der chlorierten Kohlenwasserstoffe Tetrachlorethan ("Tetra"), Trichlorethylen ("Tri") und Perchlorethylen ("Per") ist ein wesentlicher Zweig der Chlorchemie. Das Buna-Werk Schkopau war als Produktionsstandort prädestiniert, da alle Voraussetzungen vorhanden waren: Acetylen und Kalkmilch aus der Carbidchemie, Chlor aus der Chloralkali-elektrolyse. Die großtechnische Produktion wurde in Schkopau 1940 aufgenommen.

Die Bedeutung der chlorierten Kohlenwasserstoffe besteht vor allem darin, daß sie hervorragende Lösungsmittel für viele organische Substanzen wie z.B. Öle, Fette, Paraffine, Teerprodukte, Polystyrol, Chlorkautschuk und Alkyd-harze sind. Unter Ausnutzung dieser Eigenschaften werden sie als Verdünnungs-, Entfettungs- und Extraktionsmittel eingesetzt. Nur ein kleiner Teil wird für die weitere chemische Verarbeitung verwendet. In Schkopau war es die Herstellung von Monochloressigsäure aus "Tri". Ein genereller Nachteil der chlorierten Kohlenwasserstoffe besteht in ihrer gesundheitsschädigenden Wirkung auf den Menschen, weshalb ihr Einsatz rückläufig ist.

Der Herstellung der chlorierten Kohlenwasserstoffe liegen die im



#### Herstellung von Tetrachlorethan und Trichlorethylen

Die Acetylenchlorierung war im Bau G 54 untergebracht. Das Acetylen wurde als bereits getrocknetes Gas von der Vinylchloridfabrikation bezogen. Chlor wurde als Reinchlor aus der Chlorverdampfung eingesetzt. Die Reaktoren waren gußeiserne Türme von 0,8 bis 1,2 m Durchmesser und 8 bis 12 m Höhe, die mit Kugeln aus Grauguß als Katalysatorlieferant und zur Flüssigkeitsverteilung gefüllt waren. Über einen gekühlten Kreislauf wurden die Türme mit "Tetra" berieselt, in dem sich die Reaktanten lösten und das die Reaktionswärme abführte. Acetylen und Chlor wurden im Gleichstrom zur Flüssigkeit geführt. Die optimale Reaktionstemperatur lag im Bereich von 110 bis 120 °C. Das gebildete "Tetra" wurde aus dem Kreislauf ausgeschleust. Dem Hauptreaktor war ein im Prinzip gleicher, kleinerer Nachreaktor nachgeschaltet, dem ein mit Wasser betriebener Abgaswäscher folgte. Ein kleiner Teil des "Roh-Tetra" wurde mittels Wasserdampfdestillation gereinigt und als "Rein-Tetra" für die PVC-Nachchlorierung an Bitterfeld verkauft.

Die Hauptmenge des "Tetra" wurde im Bau G 60 ohne weitere Reinigung mit Kalkmilch zu "Tri" umgesetzt.

Die Kalkmilch aus der Acetylenherstellung gelangte als ca. 15 % ige wässrige Aufschlämmung vom Bau H 40 in die Kalkbütten, die neben der Vorratshaltung der Abscheidung des Eisensiliziums ("Fesi") dienen sollten.

Die chemische Reaktion fand im sogenannten Verseifer statt, einem liegenden zylindrischen Behälter von 1,6 m Durchmesser und ca. 8 m Länge und mit aufgesetzter Abtriebssäule von ca. 4 m Höhe. Wichtig für einen guten Umsatz war die intensive Vermischung von "Tetra" mit Kalkmilch, die ursprünglich nur im Verseifer

erfolgte, später unter Verwendung einer Mischpumpe, eines Mischturmes und eines Registers entscheidend verbessert wurde. Die Reaktion lief bei Temperaturen ab 85 °C ab. In den Verseifer wurde Dampf eingespeist, um das gebildete "Tri" als Azeotrop mit Wasser abzutreiben.

Die verbrauchte Kalkmilch mit Resten an chlorierten Kohlenwasserstoffen ging ursprünglich in den Fabrikabwasserkanal, später wurde sie nach einer zusätzlichen Behandlung zwecks Reduzierung des Gehaltes an chlorierten Kohlenwasserstoffen in die Fabrikabwasseraufbereitungsanlage M 52 gepumpt.

Zur Herstellung von "Rein-Tri" wurde das "Tri" aus der Verseifer im Bau H 57 einer Destillation in einem Mehrkolonnensystem unterzogen. Die Anzahl der Kolonnen änderte sich im Laufe der Zeit infolge der Kapazitätsentwicklung von 2 auf 4.

Das Prinzip blieb das gleiche: In der ersten Kolonne wurden die Leichtsieder abgetrennt, in der zweiten Kolonne die Hochsieder.

Mit steigender Produktion blieb immer mehr "Tri" in den Hochsiedern, so daß in zwei parallel nachgeschalteten Kolonnen das Sumpfprodukt weiter aufgearbeitet werden mußte.

Chlorierte Kohlenwasserstoffe sind nicht ganz beständig und neigen bei Einwirkung von Luft, Wärme, Licht oder Feuchtigkeit zur Zersetzung. Bei der Destillation wurde daher Tri-ethylamin als Stabilisator zugesetzt.

Die Hochsiederfraktion der "Tri-Destillation" enthielt neben "Tri" und "Per" ca. 50 % "Tetra". Sie wurde in einem speziell dafür vorgesehenen Verseifer nochmals mit Kalkmilch behandelt und daraus "Tri für Penta" hergestellt.



*Herstellung von Perchlorethylen*

Der erste Verfahrensschritt zur "Per"-Herstellung war die Chlorierung von "Tri" zu "Penta". Die Technologie entsprach der der Acetylenchlorierung, nur daß die Kreislaufflüssigkeit "Penta" war und statt Acetylen "Rein-Tri" bzw. "Tri für Penta" zugegeben wurde.

In der 2. Verfahrensstufe wurde in einem Verseifer, analog dem zur "Tri"-Herstellung, aus "Penta" mittels Kalkmilch HCl abgespalten.

Das "Roh-Per" aus dem Verseifer wurde unter Vakuum einer zweistufigen Destillation unterworfen. In der Vorkolonnen trennte man über Kopf Wasser und Leichtsieder ab, in der Hauptkolonne das "Rein-Per".

Das Arbeiten unter Vakuum war notwendig, um durch Herabsetzung des Siedepunktes auf ca. 65 °C die thermische Zersetzung des "Per" zu minimieren.

Erwähnenswert ist noch, daß im Prinzip alle Leicht- und Hochsiederfraktionen der Destillationen in den Stoffkreislauf zurückgeführt wurden, um sie letztlich in "Per" zu überführen.

Die höchste Produktion an chlorierten Kohlenwasserstoffen wurde 1978 mit

- 72 570 t Tetrachlorethan**
- 52 970 t Trichlorethylen**
- 9 430 t Perchlorethylen**

erreicht. Mit der Einstellung der Carbidproduktion 1990/91 wurde die Herstellung chlorierter Kohlenwasserstoffe im Dezember 1990 beendet.

Zur Produktionsabteilung der chlorierten Kohlenwasserstoffe gehörte noch die Herstellung von Monochloressigsäure durch sauer katalysierte Hydrolyse von Trichlorethylen im Bau G 62 und die Herstellung von Chlorbuna im Bau G 60.

**Zukunftsansichten der Chlorerzeugung in Schkopau**

Unbestreitbare Fortschritte bei Gesundheit und Ernährung sowie Erleichterungen und Annehmlichkeiten im täglichen Leben verdanken wir nicht zuletzt einem Element, das in der modernen Chemieproduktion eine entscheidende Rolle spielt: Chlor.

Chlor ist ein wichtiger Baustein der chemischen Industrie: rund 60 Prozent ihrer Produkte werden mit Hilfe von Chlor hergestellt. Ein wesentliches Endprodukt ist der Kunststoff Polyvinylchlorid (PVC). Der Einsatz von PVC, wie überhaupt aller Kunststoffe in den unterschiedlichsten Lebensbereichen, ist heute zu einer Selbstverständlichkeit geworden. Ob im Bauwesen, in der Medizin oder im Verkehrswesen -technischer Fortschritt wird durch Kunststoff erst möglich. Immer mehr Menschen erkennen trotz zum Teil emotionaler Anti-Diskussion, daß Kunststoffe und vor allem auch das PVC so viele Einsatzmöglichkeiten bietet wie kaum ein anderer Werkstoff.

Unter diesem Aspekt ist es logisch und sinnvoll, daß am Standort Schkopau auch weiterhin die Chlorchemie ein sicheres Zuhause hat. In diesem Sinne wurden im Rahmen der Privatisierungsverhandlungen zwischen der BvS und The Dow Chemical Company auch Entscheidungen für die weitere Chlorchemie-Perspektive getroffen.

Die Chloranlage, gegenwärtig mit ca. 50 % Auslastung betrieben, wird auf das moderne Membranverfahren umgerüstet (Bild 22). Die Versorgung mit NaCl wird von Festsalzbezug aus Bernburg auf Solebezug aus Teutschenthal umgestellt. Dazu wird das Solfeld ausgebaut und die um NaCl verarmte Dünnssole aus der Membranzelle unter Tage aufgesättigt (Bild 37). Damit ist es möglich, zum einen zusätzlichen Kavernenraum für die Einlagerung petrochemischer Produkte zu gewinnen und

zum anderen, den bei der Solereinigung anfallenden Schlamm direkt in die Kaverne zu transportieren. Damit entsteht ein geschlossener Kreislauf ohne nennenswerte Abfallprodukte. Mit dieser Umstellung wird also eine rückstandsfreie und ökologisch saubere Chlorproduktion ermöglicht. Die nicht mehr vorgesehene Chorverflüssigung erniedrigt darüber hinaus das Risikopotential.

Mit Übernahme der Buna Sow Leuna Olefinverbund GmbH durch The Dow Chemical Company soll die Chlorelektrolyse auf das moderne Membranverfahren umgestellt werden. Die Membrantechnologie hat gegenüber dem Amalgamverfahren weitere wesentliche Vorteile:

Die Umrüstung der Quecksilberanlage auf das

- die Membranzelle verbraucht etwa 20 % weniger Elektroenergie als die Hg-Zelle,
- der Wartungs- und Bedienungsaufwand ist wesentlich geringer, die Verfügbarkeit der Membranzelle ist deutlich höher.

Membranverfahren kann in der vorhandenen Anlage erfolgen, periphere Ausrüstungen wie Chlor- und Wasserstoffaufbereitung können weitestgehend übernommen werden. Der Zeitraum für den Umbau der Anlagen dauert nur wenige Monate, der totale Anlagenstillstand zur Einbindung sogar nur wenige Wochen.

Mit der Realisierung des Membranverfahrens, dessen Start 1998 erfolgen soll, wird die Gesamtanlage zugleich vollautomatisiert und mit einem modernen Prozeßleitsystem ausgestattet. Damit ist eine zukunftsweisende,

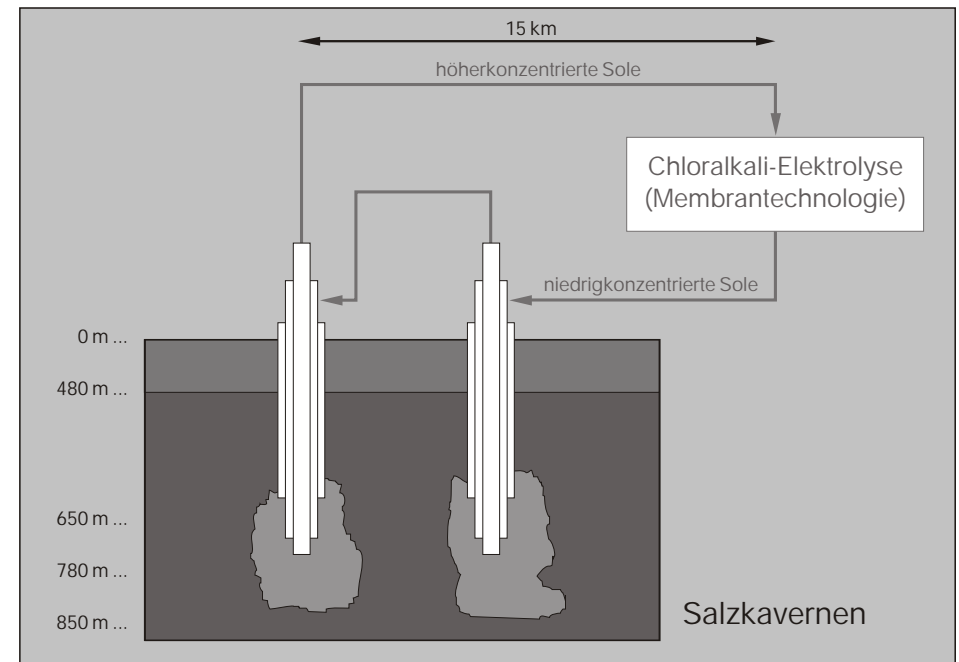


Bild 37 Geschlossener Solekreislauf zwischen Schkopau und Teutschenthal

tet. Damit ist eine zukunftsweisende, den Umweltschutz gewährleistende und auf hohe Wirtschaftlichkeit ausgerichtete Chlorproduktion am Standort Schkopau auf Dauer gesichert.

Nach der Inbetriebnahme der Oxychlorierung und der rekonstruierten VC-Anlage ist die veraltete Propylenoxid-Anlage außer Betrieb genommen. Zur vollen Auslastung der Chloranlage wird deshalb eine zweite Ausbaustufe der EDC/VC-Produktion realisiert. Damit erfolgt der Ausbau der VC-Produktion zur maximalen Auslastung der Chloranlage.

Mit diesem Ausbau wird gleichzeitig die volle Auslastung der Ethylenkapazität von Böhlen verknüpft.

Das höhere VC-Aufkommen führt bei gegebener PVC-Kapazität entweder zu einem VC-Überschuß, der verkauft werden muß oder zur Errichtung einer neuen PVC-Fabrik. Langfristig ist aus Sicherheitsgründen (Transportrisiko) der Errichtung einer PVC-Fabrik der Vorrang zu geben. Dies kann aus Eignungsgründen nur eine Suspensionsanlage sein.

Die in der langfristigen Prognose erwartete jährliche Steigerung des PVC-Bedarfs um 1 bis 3 % läßt in Verbindung mit einem möglichen Export in die osteuropäischen Staaten eine solche Anlage sinnvoll erscheinen (siehe Band 3/97).



### Rolf Hochhaus

geboren 1931

- 1950 bis 1956

Studium an der Mathematisch-Naturwissenschaftlichen Fakultät der Universität Jena zum Diplomchemiker

- 1959

Externe Promotion

- ab 1956

Tätigkeit in den Chemischen Werken Buna / Buna AG / Buna GmbH / BSL GmbH

• 1956 bis 1969

Tätigkeit als Betriebsassistent, stellvertretender Betriebsleiter und Betriebsführer in der Chlorfabrik

• 1969 bis 1975

Stellvertreter Produktion in der Betriebsdirektion Thermoplaste

• 1975 bis 1980

stellvertretender Aufbauleiter des "Komplexvorhaben Buna"

• 1978 bis 1990

Betriebsdirektor der entsprechenden Betriebsdirektion CVP

• 1989

Einsatz im Ammendorfer Plastwerk

• 1990 bis 1995

Direktor der Sparte PVC der Buna AG, Buna GmbH

• ab 1995

Mitarbeiter der Geschäftsleitung BSL



### Rolf Falke

geboren 1934

- 1952 bis 1959

Chemiestudium an der Universität Greifswald und an der TH Leuna-Merseburg

- 1959 bis 1991

Tätigkeit in den Chemischen Werken Buna / Buna AG

- 1959 bis 1962  
Betriebsassistent / Betriebschemiker in der VC-Produktion
- 1962 bis 1966  
Betriebsleiter der VC-Fabrik II
- 1967 bis 1971  
VC-Forschung und Vorbereitung der VC-Herstellung auf Ethylenbasis
- 1972 bis 1974  
Abteilungsleiter VC
- 1975 bis 1978  
verschiedene Leitungsfunktionen in der Aufbaudirektion "Komplexvorhaben Buna"
- 1979 bis 1991  
Produktionsleiter in der Betriebsdirektion "Chlor - VC - PVC",  
Sparte PVC der Buna AG



### Siegfried Hecht

geboren 1942

- ab 1958

Tätigkeit in den Chemischen Werken Buna / Buna AG / Buna GmbH / BSL GmbH

- 1958 bis 1960  
Lehre als Facharbeiter für Kunststoffchemie
- 1960 bis 1963  
Studium an der Ingenieurschule Köthen, Fachrichtung Chemische Technologie
- 1963 bis 1968  
Tätigkeit als Schichtingenieur in der Chlorfabrikation
- 1968 bis 1970  
Chlorforschung
- 1970  
Abteilungsleiter Chlor 1
- 1977 bis 1991  
Abteilungsleiter Chloraltanlagen
- 1991 bis 1995  
Sicherheitsreferent im Produktionsbereich Chlor - VC - PVC
- ab 1995  
Projektteam Chlor / Caustic





### Theodor Körner

geboren 1930

- 1950 bis 1991

Tätigkeit in den Chemischen Werken Buna / Buna AG

- 1950  
Werkseintritt als Laborwerker
- 1951 bis 1958  
Studium der Chemie an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg (Werkstudent)
- 1959 bis 1960  
Betriebsassistent
- 1961 bis 1962  
Chemiker in der VC-Fabrik I
- 1962 bis 1967  
Betriebsleiter der VC-Fabrik I
- 1967 bis 1968  
Betriebsleiter der VC-Fabrik II
- 1968 bis 1970  
Abteilungsleiter VC gesamt
- 1971 bis 1990  
Wissenschaftlicher Mitarbeiter für VC in der betrieblichen Forschung / Rationalisierung und Technik
- 1991  
Wissenschaftlicher Mitarbeiter "Altlasten" in der Zentralabteilung Umweltschutz der Buna AG



### Wolfgang Steinau

geboren 1934

- 1953 bis 1954

Chemie-Facharbeiter-Lehre in den Chemischen Werke Buna

- 1954 bis 1956

Studium Chemie an der Technischen Hochschule für Chemie Leuna-Merseburg

- 1957 bis 1961

Fernstudium Chemische Technologie an der Ingenieurschule "F. J. Curie" in Köthen

- 1969 bis 1972

Fernstudium Wissenschaftlich-Technischer Rechtsschutz an der Humboldt-Universität Berlin

- 1991 bis 1992

Ausbildung zum Qualitäts-Fachingenieur im Praxislehrgang "Qualitätsmanagement" bei der "Gesellschaft für Qualität e.V." (DGQ)

- 1958 bis 1995

Tätigkeit in den Chemischen Werken Buna / Buna AG / Buna GmbH

• 1958 bis 1961

• Wissenschaftlicher Mitarbeiter für Forschung und Entwicklung

• 1969 bis 1975

• Forschungs-Themenleiter

• 1975 bis 1978

• stellvertretender Anfahrleiter PVC im "Komplexvorhaben Buna"

• 1978 bis 1982

• stellvertretender Abteilungsleiter und Laborleiter PVC

• 1982 bis 1990

• Laborleiter

• 1990 bis 1995

• Leiter Qualitätswesen und Qualitätsbeauftragter der Sparte PVC

### Der SCI zu Besuch bei MIDER

Am 16. Januar 1997 führte der Verein "Sachzeugen der chemischen Industrie e.V." eine Exkursion zur Großbaustelle Leuna 2000 der Mitteldeutschen Erdöl-Raffinerie "MIDER" durch.

Wegen der begrenzten Kapazität der Konferenzräume im Baustellen-Container des Haupt-Bau-durchführenden, des deutsch-französischen Konsortiums TLT (Thyssen-Lurgi-Technip), konnten nur 60 der weit über 100 interessierten Vereinsmitglieder an der Veranstaltung teilnehmen.

Prof. Dr. sc. Klaus Krug, der Vereinsvorsitzende, eröffnete die Veranstaltung mit einem Foto vom 28. April 1917, als das erste hier produzierte Ammoniakwasser aus dem Ammoniakwerk Merseburg der BASF - zur Weiterverarbeitung zu Sprengstoff - ausgeliefert wurde. Der dargestellte geschmückte Kesselwagen trug die Aufschrift "Franzosen Tod". Daß heute, fast genau 80 Jahre später, der französische Konzern Elf Aquitaine führend mitbeteiligt ist, hier in Leuna eine moderne Raffinerie zu bauen, verleitete Krug zur Frage: "Sollten die Menschen doch etwas aus der Geschichte gelernt haben?"

Reinhart Kroll, MIDER-Produktionsleiter, erläuterte Aufbau und Betriebsweise der Raffinerie (Bilder 1 und 2). Modernste technische Verfahren zu atmosphärischer und Vakuumdestillation, Visbreaking, POX/Methanol, Reforming und Alkylierung sorgen dafür, daß hier eine der

sten Raffinerien in Europa entsteht. Ein optimierter Energieverbrauch und die angestrebte Eigenversorgung, zu der das STEAG-Kraftwerk, die LINDE-Wasserstoffanlage, eine Methanolanlage und das MVL-Tanklager gehören, sind Beleg dafür. In hohem Maße - wie bei allen Anlagen in Mitteldeutschland - wurde der Umweltschutz integriert. Dazu zählen Maßnahmen zur Rauchgasentschwefelung, zur Stickoxidreduzierung, zum verstärkten Bodenschutz, zur Lärminderung und eine leistungsfähige Kläranlage. Zur Sicherheit wurde erstmals ein die gesamte Raffinerie umfassendes automatisches Abschaltssystem (AEG) vorgesehen.

Das Rohöl erhält die Raffinerie über Pipelines. Vorwiegender Bezug ist aus Rußland vorgesehen, beliefert werden kann aber auch über die Ostsee-Häfen Rostock und Danzig (Bild 3). Die Fertigprodukte werden zu je 30 % über Straße und Schiene und zu 40 % über eine Pipeline nach Hartmannsdorf abgesetzt.



Bild 1 Vortrag des Produktionsleiters



Bild 2 Zuhörer während des Vortrages

Die Raffinerie ist entsprechend ihrer Lage in Mitteldeutschland insbesondere nach dem Marktbedarf in dieser Region konzipiert. Deshalb sind vor allem hochoktanige Ottokraftstoffe mit geringem Aromatengehalt, Dieselmotortreibstoffe mit niedrigem Schwefelgehalt, Flugkraftstoffe und Bitumen als Produkte vorgesehen. Mehr als 50 % der Gesamtproduktion umfassen Diesel und leichtes Heizöl. Ebenfalls wird Naphta, und zwar zwischen 500 000 und 700 000 Tonnen an den BSL-Olefinkomplex in Böhlen geliefert

Bild 3 Pipeline-Versorgung MIDER

Methanol wird MIDER zu den bedeutendsten in Europa gehören.

Eine Reihe interessanter Angaben zum Raffineriekomplex machte der Pressesprecher Olaf Wagner von MIDER. Zum Jahresende 1996 lag man mit 85% der Bau- und Montagearbeiten im Plan. 4 Milliarden DM waren bis zu diesem Zeitpunkt investiert, noch für knapp 1 Milliarde DM Leistungen sind zu erbringen. Auf der Raffineriebaustelle, einem Vorhaben das europaweit ausgeschrieben wurde, sind im Januar 1997 5 000 Menschen von über 200 Firmen aus acht Ländern

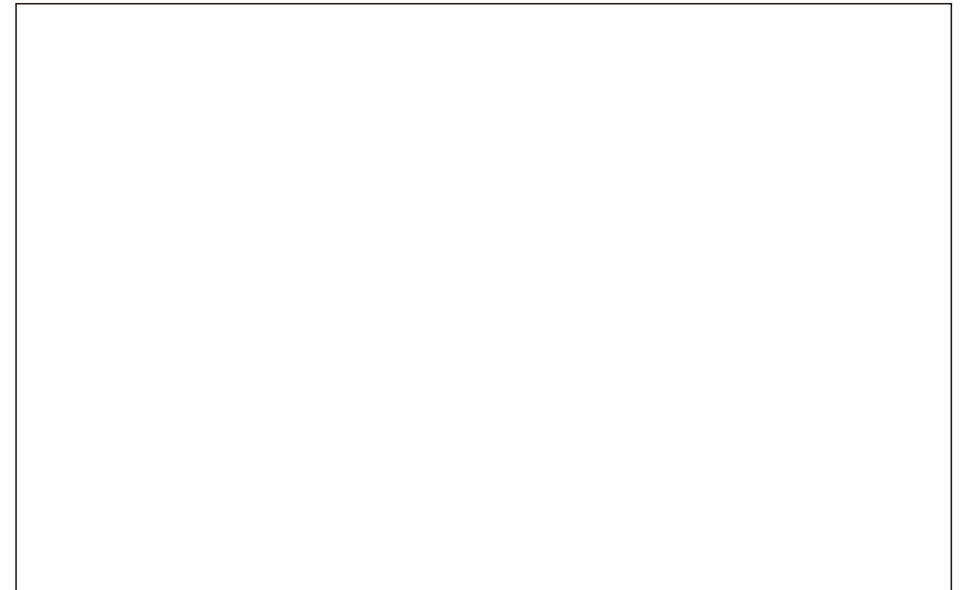


Bild 4 Baustelle der Raffinerie

schäftigt. Viele Firmen aus Ostdeutschland haben sich mit Lieferungen und Leistungen am Projekt beteiligt. Die Tafeln im TLT-Container zeigten den tagaktuellen Stand für den Countdown zum Termin der Fertigstellung der Montagen, den 30. April 1997.

"Ready for start up" ist noch immer für den 31. August 1997 zu erwarten.

Die Raffinerie umfaßt:

- 250 ha Gelände
- 27 000 t Rohrleitungen auf dem Gelände
- 220 km Rohrleitungen außerhalb des Geländes
- 80 km unterirdische Leitungen
- 1 200 km Elektrokabel
- 90 000 m<sup>3</sup> Stahlbeton
- 17 000 m<sup>3</sup> Gebäudefläche.

Für den Bau wurden:

- 1 000 Mitarbeiter in Frankreich und Deutschland sowie
- 5 000 Arbeiter und Techniker auf der Baustelle benötigt.

Die Verarbeitungskapazität von 8,7 Millionen Tonnen Erdöl pro Jahr kann bis auf 9,7 Millionen Jahrestonnen erweitert werden. Die neue Raffinerie bietet 550 Mitarbeitern direkt einen Arbeitsplatz.

Die Besucher konnten sich bei prächtigem Sonnenwetter mit dem Fortgang der Arbeiten und den zahlreichen parallel laufenden Aktivitäten vertraut machen (Bild 4).

Akzeptanz für Chemie und für Erdölverarbeitung ist es, was die Bevölkerung in diesem Raum auszeichnet. Der Verein, der diese Tradition aufgegriffen und aktiv durch seine Tätigkeit allseitig gefördert hat, hat damit auch einen weiteren wichtigen Kontakt zu einem der zukunftssträchtigen Unternehmen in Mitteldeutschland vertieft.

Weitere Besuche für die Daheimgebliebenen aber auch für Spezialisten, wie etwa der Prozeßleittechnik, werden im beiderseitigen Interesse zu organisieren sein.

Dank an MIDER und seine Repräsentanten, die uns den Besuch ermöglichten und nicht nur interessant sondern auch angenehm gestalteten.

Prof. Dr. habil. Hans-Joachim Hörig

---

### **Kunstaussstellung im Kulturhaus Leuna aus dem Bestand der Kunstsammlung der Leuna-Werke GmbH vom 29.11.1996 bis 19.12.1996**

Erstmals wurde auf dem Gebiet der neuen Bundesländer eine Ausstellung von Arbeiten aus dem Kunstbestand eines Industriebetriebes in dieser Größenordnung gezeigt.

Entsprechend groß war auch die Resonanz. Dabei kamen die Besucher aus vielen gesellschaftlichen Kreisen, vor allem aber aus dem Gebiet der Kunst und Wirtschaft.

Gezeigt wurden aus dem über 650 Kunstwerke umfassenden Bestand ca. 200 Exponate aus Malerei, Grafik, Plastik und Kunsthandwerk. Die Sammlung umfaßt Werke von über 100 Künstlern, von denen ca. 70 in der Ausstellung mit ihren Arbeiten zu sehen waren.

Sehr interessant ist die zeitliche Zusammenstellung der Ankäufe bzw. Aufträge für bildende Kunst in den Leuna-Werken. Aus der Zeit von vor 1945 gibt es nur noch sehr wenige Arbeiten, da durch Kriegseinwirkungen doch vieles nicht mehr auffindbar ist.

Der überwiegende Teil des Bestandes der Kunstsammlung ist also in den Jahren 1960 - 1990 angekauft bzw. in Auftrag gegeben worden. Dabei fehlt kaum ein bekannter Name aus der halleschen Künstlerschaft. Dieses ist auch nicht weiter verwunderlich, denn es gab von jeher eine enge Verbindung zur damaligen Hochschule für Kunst und Design in Halle und eine gute Zusammenarbeit mit dem Verband Bildender Künstler.

Dadurch war es möglich, die Vielfalt in der bildenden und angewandten Kunst in Halle bei der Gestaltung von Objekten in den Leuna-Werken zu nutzen. Genannt seien dabei nur solche Dinge wie das Kulturhaus, Kantinen und Freiflächen.

In der Ausstellung selber, die von ca. 2.500 Gästen besucht wurde, waren in einem breit gefächerten Querschnitt aus allen vorhandenen Genres der Kunst und soweit das möglich war, aus jedem Jahr Kunstwerke ausgestellt. Dazu gehörten auch die in den Abbildungen gezeigten Arbeiten (Bilder 5 bis 7).

Die Qualität der ausgestellten Kunstwerke war doch sehr überzeugend, wie schon die Diskussionen während der Ausstellung, Eintragungen ins Gästebuch und Rezensionen in Presse, Rundfunk und Fernsehen gezeigt haben.

Neben dem Katalog über den Kunstbestand der Leuna-Werke gab es noch vielfältige Möglichkeiten, sich über die Kunst und über die Künstler in unserem Raum zu informieren. Genannt sei dabei nur der Grafikmarkt mit neuen Arbeiten hallescher Künstler, Führungen durch die Ausstellung und Gesprächsrunden mit Schriftstellern, bildenden Künstlern und ortsansässigen Vereinen.

Dipl.-Ing. Helga Gerlach

Für die Bereitstellung der Bildvorlagen danken die Herausgeber dem Verlag J. Stekovics und dem Leuna-Echo.



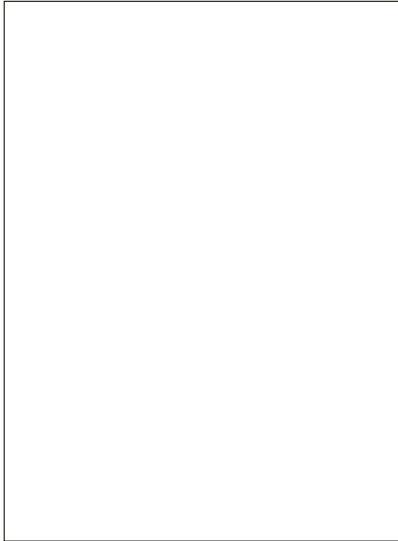


Bild 5 Willi Sitte: Tischtennispieler, 1972/73



Bild 6 Norbert Wagenbrett: Brigade, 1989



Bild 7 Bernt Wilke: Picknick am Kanal, 1980

### Elektrolysezelle nach dem Amalgamverfahren

Im Museumsgelände auf dem Campus der Fachhochschule Merseburg wird im Jahr 1998 eine Elektrolysezelle aufgestellt (Bild 1).

Zur Herstellung von Chlor, Natronlauge und Wasserstoff wird Steinsalz (Natriumchlorid) elektrolytisch zersetzt. Neben dem Diaphragma-Verfahren ist das Amalgamverfahren ein weiteres klassisches Verfahren zur Herstellung dieser Produkte. Das Amalgamverfahren hat sich in den letzten Jahrzehnten dynamisch entwickelt. Dieser Prozeß ist in den Buna-Werken Schkopau mitgestaltet worden.

Zu Beginn der Chlorproduktion im Buna-Werk Schkopau wurde die Träger- oder Leistenzelle mit einer Kathodenfläche von 5 m<sup>2</sup> und einer spezifischen Belastung von 1,5 kA/m<sup>2</sup> eingesetzt. Gemeinsam mit dem Maschinenbau in unserer Region wurden diese Elektrolysezellen weiter entwickelt. Dabei wurde das Baukastensystem angewendet und die Umstellung von Graphit zu dimensionsstabilen Anoden (DSA) vollzogen.

Im Buna-Werk Schkopau waren folgende Zellentypen bis zur Abstellung der Chlorproduktion nach dem Amalgamverfahren im Einsatz:

Rahmencellentypen

Last	Fläche	spez. Last	Anodenart
20 kA	5 m <sup>2</sup>	4 kA/m <sup>2</sup>	Graphit
60 kA	12 m <sup>2</sup>	5 kA/m <sup>2</sup>	Graphit/DSA
100 kA	20 m <sup>2</sup>	5 kA/m <sup>2</sup>	Graphit
350 kA	30 m <sup>2</sup>	11 kA/m <sup>2</sup>	DSA

Die ausgestellte Elektrolysezelle ist eine Zelle der Eigenentwicklung mit dem Chemieanlagenbau Leipzig mit einer spezifischen Belastung von 5 kA/m<sup>2</sup>. Diese Elektrolysezellen waren ursprünglich mit Graphitanoden ausgerüstet. 1989 wurde in Zusammenarbeit mit der Firma Heräus die Umrüstung auf dimensionsstabile Anoden aus Titan mit besonderen Beschichtungen begonnen.

Alle Rahmencellen haben folgenden Aufbau:

In der Primärzelle findet die elektrolytische Zersetzung des Natriumchlorids statt. Basis dieser Primärzelle ist der Zellenboden. Er wird aus Kohlenstoffstahl mit einer Stärke von 20 bis 25 mm hergestellt und mit Versteifungsrippen formstabil gehalten. Für den Amalgamprozeß ist es von besonderer Bedeutung, daß der Zellenboden eine sehr genaue, gerade Oberfläche aufweist.

An den Zellenboden werden die anderen Anbauteile der Elektrolysezelle montiert. Zunächst wird ein Zellenrahmen angebaut. Dieser nimmt später die Sole auf. An den Zellenrahmen wird das Kopfstück und das Endstück der Elektrolysezelle montiert. Über das Kopfstück wird die Sole der Elektrolysezelle zugeleitet. Dazu sind Einsteckrohre in den Zellenraum an den beiden Außenseiten der schmalen Kopfseite vorhanden. Gleichzeitig wird das Quecksilber mit der Quecksilberpumpe (Bild 2) in dieses Kopfstück der Elektrolysezelle gefördert. In demselben verteilt sich das Quecksilber über die gesamte Breite der Elektrolysezelle und tritt über mehrerer Tauchungen in den Zellenraum ein.

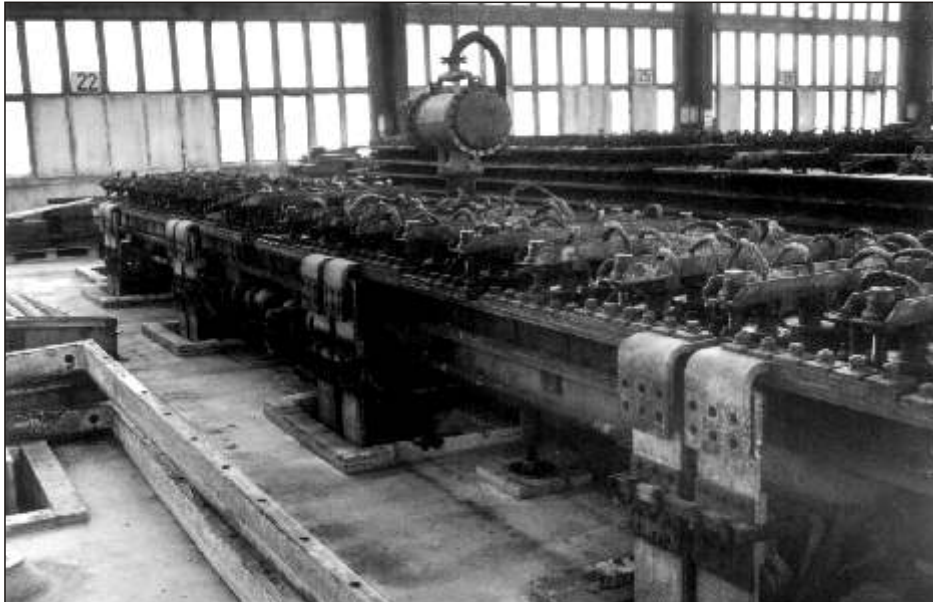


Bild 1 Standardzelle im Produktionsgebäude L 66 (50 kA, mit 60 kA betrieben)

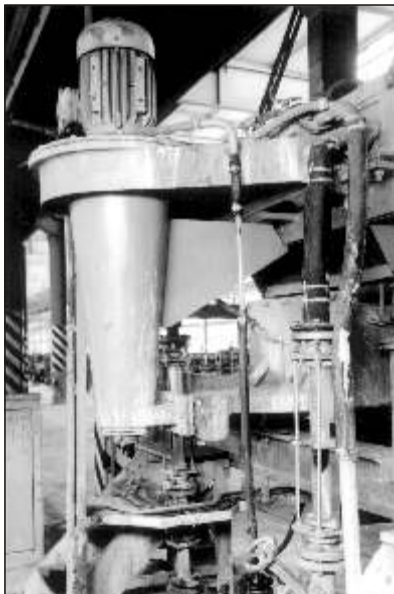


Bild 2 Quecksilberpumpe der Versuchszelle L 66 (100 kA)

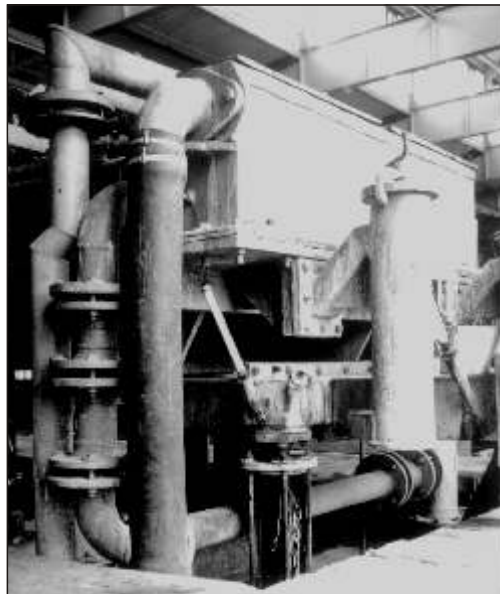


Bild 3 Zellenauslauf der Versuchszelle L 66 (100 kA)

Mit Hilfe der Neigung des Zellenbodens über seine Länge - vom Kopf zum Endstück - wird erreicht, daß das Quecksilber durch die Elektrolysezelle fließt. Aufgrund der Dichte und der Viskosität des Quecksilbers bildet sich ein Film aus, der eine Stärke von wenigen Millimetern hat. Am Ende des Zellenbodens verläßt das Quecksilber die Elektrolysezelle über Tauchungen und fließt in das Zellenendstück. Von dort aus gelangt es ebenfalls über Abtauchungen in die Secundärzelle.

Ebenso wie das Quecksilber verläßt die Sole die Elektrolysezelle am Endstück (Bild 3). Der Füllstand der Sole in der Primärzelle wird durch Überlaufrohre eingestellt. Damit ist gesichert, daß der gesamte Zellenboden mit Sole bedeckt ist. Gleichzeitig wird der Solestand so eingestellt, daß auch die Anoden an der höchsten Stelle ausreichend mit Sole bedeckt sind. Der Zellenboden bildet gemeinsam mit dem gleichmäßig über die gesamte Fläche verteilten Quecksilber die Kathode.

Der Zellenboden hat die Aufgabe, den elektrischen Strom für den Prozeß in der Zelle aufzunehmen, das Quecksilber in der Elektrolysezelle gleichmäßig zu verteilen und eine gleichmäßige Weiterleitung des elektrischen Stromes an die Anodenseite der nächsten Elektrolysezelle zu gewährleisten (Bild 4).

Die Elektrolysezelle - Primärzelle - wird mit einem mehrteiligen Zellendeckel abgeschlossen. Die ausgestellte Zelle hat 2 Deckel. In diesen Zellendeckel werden die Anoden eingebaut. Dazu werden Gruppen zusammengestellt. Diese Gruppen können mit Hilfe einer Verstelleinrichtung in ihrem Abstand zur Kathode variiert werden.

Bei der ausgestellten Zelle wurden bei Einsatz von Graphit 6 Elektroden in einer Reihe eingebaut, deren Abstand zur Kathode durch Verstellung von 2 Spindeln manuell unter Zuhilfenahme einer Spannungsmessung eingestellt werden konnten. Diese Gruppen sind für jeden Deckel 10 mal

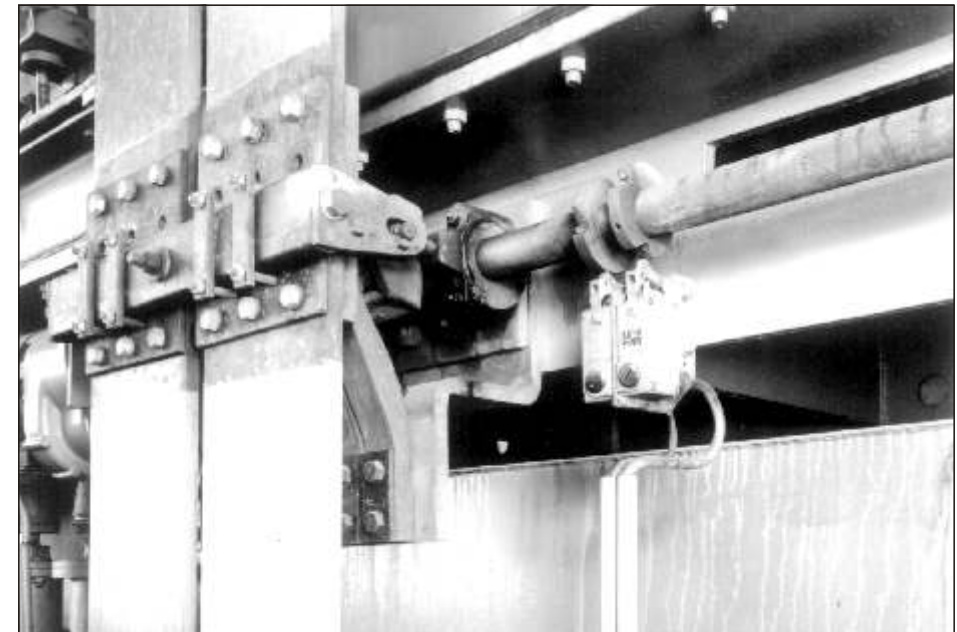


Bild 4 Kurzschließer (Ein- /Ausschalter) der Versuchszelle L 66 (100 kA)

Spannungsmessung eingestellt werden konnte. Diese Gruppen sind für jeden Deckel 10 mal vorhanden. Bei Einsatz von DSA wurde ein gesamter Zellendeckel mit 15 DSA - Elektroden mit Hilfe einer Prozeßsteuerung und elektromotorischem Antrieb verstellt. Damit konnte die Zellenspannung automatisiert geregelt werden.

Die Sekundärzelle besteht aus einem System, das zur Zersetzung des in der Primärzelle gebildeten Natriumamalgams dient.

Es gibt zwei Typen von Sekundärzellen:

a) Pile oder Zersetzerrinne

b) Turmzersetzer

Die ausgestellte Zelle ist mit einer Pile ausgerüstet. Die Pile oder Zersetzerrinne besteht aus einem Stahlrog, der neben der Primärzelle angeordnet ist. Der Boden hat ein Gefälle, welches entgegen dem Gefälle des Zellenbodens verläuft. Auf diesem Boden werden Graphitelektroden aufgelegt. Diese haben in Fließrichtung Einkerbungen, in die das Quecksilber eindringt und so eine größere Berührungsfläche zur Verfügung hat. Vom Zellenendstück fließt das in der Primärzelle gebildete Amalgam in die Pile und über den geneigten Boden zum Kopfstück der Elektrolysezelle. Dort ist eine Schöpfbecher- oder eine Zentrifugalpumpe installiert. Die Schöpfbecherpumpe fördert durch die entstehende Zentrifugalkraft beim Drehen eines konischen Bechers, der nach oben weiter wird, das Quecksilber wieder in das Kopfstück der Elektrolysezelle.

Der Turmzersetzer besteht aus einem zylindrischen Behälter. In diesem Behälter ist ein Siebkorb eingesetzt, in dem eine körnige Graphitschüttung liegt. Vom Zellenendstück fließt das Quecksilber über eine Tauchung in diesen Turm. Es wird über die Graphitfüllung verteilt und rieselt nach unten. Im Sumpf des Turmes wird das Quecksilber einer Quecksilber-Kreiselpumpe zugeführt. Diese pumpt dasselbe über eine Rohrleitung, die unter dem Zellenboden verläuft, wieder in das Kopfstück der Elektrolysezelle.

In der Primärzelle wird das Natriumchlorid aus der Sole elektrolytisch zersetzt. Es bilden sich Natriumatome und Chloratome. Das Natrium bildet mit dem Quecksilber ein Amalgam. Dieses Amalgam wird mit dem Quecksilber aus der Primärzelle transportiert und gelangt in die Sekundärzelle. Dort wird von unten, also im Gegenstrom zum von oben fließenden Quecksilber-Amalgam-Gemisch, Wasser hoher Reinheit zudosiert. Das Natrium reagiert mit dem Wasser. Es bilden sich Natronlauge und Wasserstoff.

Die Natronlauge wird entsprechend der zugegebenen Wassermenge auf eine Konzentration von 50 % eingestellt, in der weiteren Verarbeitung von Quecksilber gereinigt und den Verbrauchern zugeführt.

Der Wasserstoff wird ebenfalls aus der Sekundärzelle abgeführt, gekühlt, von Quecksilber gereinigt, getrocknet und den Verbrauchern zugeführt.

Das in der Primärzelle gebildete Chlorgas wird aus dieser abgezogen, gereinigt, getrocknet und verdichtet. Danach erfolgt die Abgabe an die Verbraucher.

Siegfried Hecht

BSL Olefinverbund GmbH

### Mitgliederbewegung

Im Jahre 1997 sind bisher folgende neue Mitglieder dem Verein beigetreten:

Dr. Kleemann, Werner, Bad Saarow-Pieskow

Obering. Anacker, Kurt, Schkopau

Dipl.-Chem. Bauermeister, Jürgen, Halle

Dr. Winkler, Friedrich, Merseburg

Dipl.-Ing. Stiemer, Uwe-Bernd, Merseburg

Leuwer, Hans, Essen

Der bisherige Baudezernent der Stadt Merseburg, Herr Dipl.-Ing. Friedrich Köster, der dem Verein fast seit seinem Beginn angehörte, hat den Vorruchstand angetreten und ist nach Düsseldorf zurückgekehrt. Er verläßt den Verein. Ihm ist für seine aktive Beteiligung im Beirat und an den Vereinskolloquien zu danken.

### Kolloquien

Für 1997 sind bisher folgende Kolloquien vorgesehen bzw. realisiert worden:

25. 16. Januar 1997  
Reinhart Kroll, künftiger Produktionsleiter, und Olaf Wagner, Pressesprecher der Mittel-deutschen Erdöl-Raffinerie GmbH,  
Baustellenbesichtigung und Vorträge zur Präsentation des Projektes Leuna 2000  
(60 Teilnehmer)
26. 20. Februar 1997  
Oberingenieur Heinz Rehmann, ehemals Buna AG:  
"Die Geschichte des Kalkwerkes Rübeland und seine Bedeutung für das Buna-Werk"  
(70 Teilnehmer)
27. 20. März 1997  
Dr. Horst Sladeczek, ehemals Werksentwicklung Buna AG und Dipl.-Oec. Rolf Donath,  
ehemals Controlling BSL Olefinverbund GmbH:  
"Plan und Wirklichkeit - die Realität des Wirtschaftens im Buna-Kombinat"  
(80 Teilnehmer)
28. 17. April 1997  
Dipl.-Ing. Wolfgang Mertsching, ehemals Addinol Mineralöl GmbH:  
"60 Jahre Mineralölwerk Lützkendorf"  
(90 Teilnehmer)



- 29. 15. Mai 1997  
Dipl.-Volksw. Ralf Schade, Archivar der Stadt Leuna:  
"80 Jahre Zweckverband Leuna - Probleme der Verwaltung zwischen Ort und Werk"  
(25 Teilnehmer)
- 30. 19. Juni 1997  
Martin Pabst, Cuxhaven:  
"Die Arbeitserziehungslager Spergau und Zöschen im 2. Weltkrieg"  
(80 Teilnehmer)
- 31. 18. September 1997  
Dr. med. Frank Sladeczek, Leiter des werksärztlichen Dienstes, BSL Olefinverbund GmbH,  
Werk Schkopau:  
"Werksärztliche Betreuung am Standort Schkopau im Wandel der Zeiten"  
(35 Teilnehmer)
- 32. 16. Oktober 1997  
Dipl.-Ing. Dieter Scheil und Dipl.-Ing. Werner Schreiber, BSL Olefinverbund GmbH:  
"Entsorgungssysteme auf dem Territorium der ehemaligen Chemischen Werke Buna  
Schkopau früher und heute"  
(40 Teilnehmer)
- 33. 20. November 1997  
Dr. A. Schroeter, Geschäftsführer der Gesellschaft für Ingenieur-, Hydro- und Umwelt-  
geologie mbH, Büro Halle:  
"Zu umwelt- und hydrogeologischen Problemen bei der Bergbausanierung im Geiseltal"  
(100 Teilnehmer)

## Jahreshauptversammlung 1996 - Bericht des Vorstandes (Auszug)

### I. Ereignisse

Das Jahr 1996 war durch zwei herausragende Ereignisse im Vereinsleben gekennzeichnet:

- Erstens konnten wir am 10. September die verrohrte "Ofenkammer" aus der Ammoniaksynthese der Öffentlichkeit übergeben und
- Zweitens erschien das erste Heft unserer Vereinszeitschrift "Merseburger Beiträge zur Geschichte der chemischen Industrie Mitteldeutschlands" (MB). Die Ofenkammer als Kern des Hochdruckkreislaufes der Elementarsynthese des Ammoniak repräsentiert als Sachzeuge mit Ensemblewirkung weltweit Einmaligkeitscharakter. Diese maßgeschneiderte Anlage symbolisiert bekanntlich den Beginn der Hochdrucktechnik in der chemischen Industrie. Demzufolge spielen weitere Apparate und Elemente dieser und der historisch nachfolgenden Synthesen in unserem Präsentationskonzept eine gewichtige Rolle. Die am gleichen Tag übergebene Kohlebreipresse, als charakteristisches Element der Kohlehydrierung, weist in diese Richtung.

Mit der Fachhochschule Merseburg konnte ein langfristiger Nutzungsvertrag für das Ausstellungsgelände abgeschlossen werden.

Wir können damit rechnen, daß die beträchtliche finanzielle Förderung durch das Land Sachsen-Anhalt (Regierungspräsidium Halle) weiter anhält. Herzlichen Dank!

Ebenso herzlich ist dem Unternehmen BSL Olefinverbund GmbH für die inhaltliche wie finanzielle Unterstützung bei der Herausgabe unseres Publikationsorgans zu danken. Geplant ist ein quartalsweises Erscheinen. Manuskripte liegen für mehr als 10 Hefte vor.

### II. Objekte

Im Jahre 1996 hat es mit ca. 50 % gegenüber 1995 Zuwachs bei der Sicherung von Sachzeugen gegeben. Die nachfolgende Tabelle zeigt, daß der Zuwachs in angestrebtem Sinne zum überwiegenden Teil auf Sachzeugen der chemischen Technik und der MSR-Technik zurückgeht. Die Aufarbeitung/Konservierung liegt weiterhin bei etwa einem Drittel der Objekte und hat damit etwa mit dem Zuwachs Schritt gehalten.

### III. Projekte

	Stand 23.11.1994	Stand 22.11.1995	Stand 22.11.1996
Chemische Technik	108	171	284
MSR-Technik	60	119	160
Labor-Technik	27	51	57
<b>Σ</b>	<b>195</b>	<b>341</b>	<b>501</b>

## III. Projekte

Die nachfolgende Zusammenstellung vermittelt einen Überblick über die Projekte des Vereins. Die ersten beiden Projekte mußten 1996 aufgrund der auslaufenden Fördermöglichkeiten beendet werden. Die Zusammenarbeit mit dem Amt für Arbeit war konstruktiv und vertrauensvoll. Im Rahmen des 1. Projektes entstand eine Fotodokumentation der Sachzeugen und ein komfortables elektronisches Archivierungsprogramm. Qualitativ hochwertige Studien zum technologischen Umweltschutz, zur Auftragskunst (s. a. 20. Kolloquium) und zur historischen Entwicklung der Lehrlingsausbildung waren das charakteristische Arbeitsergebnisse des zweiten Projektes. Das 3. Projekt und als erweiterte Fortführung das 4. Projekt stellen die Basismaßnahmen für das

Nr.	Projektbezeichnung	Laufzeit/ Status	Maßnahme- träger	Projekt- träger	Art	Zahl der AN
1.	Dokumentation von Sachzeugen	01.03.1994 - 28.02.1996	SCI*	dto.	ABM	1
2.	Vorbereitung Museum	01.09.1994 - 31.08.1994	SCI*	dto.	ABM	6
3.	"Sicherstellung, Aufarbeitung und Aufstellung von Sachzeugen der chemischen Industrie"	01.10.1993 - 31.12.1995	LSG**	SCI*	§249 h AFG	25
4.	"Sicherstellung, Aufarbeitung und Aufstellung von Sachzeugen der chemischen Industrie"	01.01.1996 -	LSG**	SCI*	§ 249 h AFG	44
5.	Chemie zum Anfassen	12.08.1996 - 11.08.1997	FH Merseburg Fb 2 / SCI*	dto.	ABM	3
6.	Lernort Museum	01.01.1997 - 31.12.1997	LSG**	FH Merseburg Fb 4 / SCI*	§ 249 h AFG	12
7.	Vorbereitung ökologische Sanierung des Campus-Geländes	01.01.1997 - 31.12.1997	LSG**	SCI*	§ 249 h AFG	18

\* SCI = Sachzeugen der chemischen Industrie e.V.

\*\* LSG = Leuna-Sanierungsgesellschaft mbH

Vereinsanliegen dar. Für die Aufarbeitungsarbeiten konnte auf dem Hochschulcampus eine Werkstatt eingerichtet werden. Anhand des Standes der Aufarbeitung wird deutlich, daß diese Maßnahme noch einige Jahre fortgeführt werden sollte.

Die Projekte 5 und 6 sind als Einheit zu verstehen und verfolgen das Hauptziel, bei Jugendlichen als Bestandteil und Ergänzung zu Schule und Studium die Freude am chemisch-technischen Experimentieren zu wecken.

Für die Arbeitnehmer im 7. Projekt sind eine Vielzahl von Sanierungsarbeiten auch an dezentralen Standorten vorgesehen.

## IV. Kolloquien / Tagungen / Ausstellungen

Planmäßig konnte der Verein auch im Jahre 1996 10 Kolloquia veranstalten (s.a. Heft 1/96 der „Merseburger Beiträge zur Geschichte der chemischen Industrie e. V.“). Zu einem Höhepunkt gestaltete sich die Fachtagung „Zeitzeugenbericht – Beiträge zur Entwicklung der chemischen Industrie in beiden deutschen Staaten“, die von 110 Teilnehmern besucht wurde. Sie wurde vom 20. bis 22. November 1996 gemeinsam mit dem „Industriekreis“ der Fachgruppe „Geschichte der Chemie“ in der Gesellschaft Deutscher Chemiker und der Fachhochschule Merseburg veranstaltet. In 14 Beiträgen stellten Fachleute aus der chemischen Industrie ihre Sichtweise der Entwicklung im geteilten Deutschland vor. Der Erfolg der Tagung ermutigt zu weiteren Veranstaltungen zum Gegenstand. Das war die einhellige Meinung der Teilnehmer. Die nachstehend aufgeführten Vorträge werden im Frühjahr 1998 in einem Vortragsband zusammengefaßt publiziert:

1. Die chemische Industrie unter alliierter Kontrolle 1945 bis 1953  
**R. Karlsch, Berlin**
2. Die Entwicklung der Chemiefaserindustrie vom Ende des 2. Weltkrieges bis zur Gegenwart  
**H. Studdt, Gmunden**
3. Wolfener Faserchemiker berichten über ihre Arbeit  
**H. Bode, Dessau**
4. Die Biotechnologie in der chemischen Industrie  
**H. Metz, Bickenbach**
5. Zur Spezialisierung und Konzentration der pharmazeutischen Industrie in der DDR  
**G. Alcer, Berlin**
6. Zur Entwicklung der Steroidchemie bei Jenapharm unter besonderer Berücksichtigung der Entwicklung hormonaler Kontrazeptiva  
**D. Onken, Jena**
7. Wiederaufbau und Fortschritte der industriellen Steinkohlenteerchemie nach 1945  
**G. Collin, Frankfurt/Main**
8. Die Anfänge der Mineralölindustrie in der DDR nach dem 2. Weltkrieg

### V. Mitgliederbewegung

Am 31. Dezember 1996 waren in die Mitgliederliste des Vereins 121 natürliche und 14 juristische Mitglieder eingeschrieben. Der Zuwachs 1996 betrug 30 natürliche und zwei juristische Mitglieder (Stadtverwaltung Leuna und Gemeinde Schkopau).

### VI. Nächste Aufgaben

Für 1997/98 stehen folgende Aufgaben vordringlich:

- (1) Weiterentwicklung konzeptioneller Vorstellungen zu Standorten und künftiger Trägerschaft
- (2) Aufarbeitung weiterer Objekte sowie Sicherung der Weiterführung von Projekten
- (3) Präsentation insbesondere der Großobjekte Chemiezug, Umlaufpumpe und Kautschukbandanlage
- (4) Weiterführung öffentlichkeitswirksamer Veranstaltungen und Ausstellungen

Der Bericht über die Jahreshauptversammlung 1997 erscheint in Heft 3/97.

### Beitrag: Zur Geschichte der Chlorchemie im Buna-Schkopau

Bild 1	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 2	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 4	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 5	BSL-Archiv, Bild Nr. 7759 C
Bild 6	BSL-Archiv, Bild Nr. 2419
Bild 7	BSL-Archiv, Bild Nr. 7759 A
Bild 8	BSL-Archiv
Bild 9	BSL-Archiv
Bild 10	BSL-Archiv, Bild Nr. 7775 A
Bild 11	BSL-Archiv, Bild Nr. 7775 D
Bild 12	BSL-Archiv, Bild Nr. 34378 A
Bild 13	BSL-Archiv, Bild Nr. 43672 C
Bild 14	BSL-Archiv, Bild Nr. 43133 B
Bild 15	BSL-Archiv
Bild 17	BSL-Archiv, Bild-Nr. BSL 3
Bild 18	BSL-Archiv
Bild 19	BSL-Archiv
Bild 20	BSL-Archiv, Bild-Nr. BSL 38
Bild 21	BSL-Archiv
Bild 22	BSL-Archiv
Bild 23	BSL-Archiv, Bild Nr. 14202
Bild 24	BSL-Archiv
Bild 25	BSL-Archiv
Bild 26	BSL-Archiv
Bild 27	BSL-Archiv
Bild 28	BSL-Archiv
Bild 29	BSL-Archiv
Bild 30	BSL-Archiv, Bild Nr. CN 1237/2
Bild 31	BSL-Archiv
Bild 32	BSL-Archiv
Bild 33	BSL-Archiv
Bild 34	BSL-Archiv
Bild 35	

### Beitrag: Mitteilungen aus der chemischen Industrie

Bilder 1 und 2	Archiv SCI
Bilder 3 und 4	MIDER
Bilder 5 bis 7	Verlag J. Stekovic Halle und Leuna Echo

### Beitrag: Sachzeugen vorgestellt

Bild 1	Dr. Späthe
Bild 2	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810 A
Bild 3	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810
Bild 4	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810 B



### Beitrag: Zur Geschichte der Chlorchemie im Buna-Schkopau

Bild 1	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 2	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 4	Folienserie des Fonds der chemischen Industrie
Bild 5	BSL-Archiv, Bild Nr. 7759 C
Bild 6	BSL-Archiv, Bild Nr. 2419
Bild 7	BSL-Archiv, Bild Nr. 7759 A
Bild 8	BSL-Archiv
Bild 10	BSL-Archiv, Bild Nr. 7775 A
Bild 11	BSL-Archiv, Bild Nr. 7775 D
Bild 12	BSL-Archiv, Bild Nr. 34378 A
Bild 13	BSL-Archiv, Bild Nr. 43672 C
Bild 14	BSL-Archiv, Bild Nr. 43133 B
Bild 15	BSL-Archiv
Bild 17	BSL-Archiv, Bild-Nr. BSL 3
Bild 18	BSL-Archiv
Bild 19	BSL-Archiv
Bild 20	BSL-Archiv, Bild-Nr. BSL 38
Bild 21	BSL-Archiv
Bild 23	BSL-Archiv, Bild Nr. 14202
Bild 24	BSL-Archiv
Bild 25	BSL-Archiv
Bild 26	BSL-Archiv
Bild 27	BSL-Archiv
Bild 28	BSL-Archiv
Bild 31	BSL-Archiv, Bild Nr. CN 1216/15
Bild 32	BSL-Archiv, Bild Nr. CN 1237/2
Bild 33	BSL-Archiv
Bild 34	BSL-Archiv, Bild Nr. CN 1176/7
Bild 36	BSL-Archiv
Bild 37	BSL/Dr. Dieter Schnurpfeil

### Beitrag: Mitteilungen aus der chemischen Industrie

Bilder 1 und 2	Archiv SCI
Bilder 3 und 4	MIDER
Bilder 5 bis 7	Verlag J. Stekovic Halle und Leuna Echo

### Beitrag: Sachzeugen vorgestellt

Bild 1	Dr. Späthe
Bild 2	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810 A
Bild 3	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810
Bild 4	BSL-Archiv, Bild Nr. 43810 B

8. Die Anfänge der Mineralölindustrie in der DDR nach dem 2. Weltkrieg  
**F. W. Matschke, Berlin und H.-J. Bittrich, Merseburg**
9. Die Pyrolyse – Reaktionen zur Erzeugung von Monomeren als Voraussetzung für den Wandel von der Kohle– zur Petrochemie nach dem 2. Weltkrieg in Deutschland  
**W. Wetzel, Bad Soden a. Ts.**
10. Sicherung, Konservierung und Präsentation von Sachzeugen – ein Fortschrittsbericht mit anschließender Besichtigung  
**K. Krug, Merseburg**
11. Emissionsentwicklung in der Chemieregion Halle  
**W. Rieger, Merseburg**
12. Zur Situation von Führungskräften in der chemischen Industrie der DDR  
**R. Aust, Schkopau**
13. Ein Beitrag über die Entwicklung des ehemaligen Synthesewerkes Schwarzheide zur BASF Schwarzheide GmbH  
**S. Löschau, Senftenberg**
14. Sachstandsbericht des Industriekreises  
**H.-W. Marquart, Bergisch Gladbach**

Die Folgeveranstaltung findet am 25. und 26. Juni 1998 in Höchst statt.

Im Jahre 1996 wurden anlässlich verschiedener Ereignisse Ausstellungen des SCI organisiert.

- |  |                           |
|--|---------------------------|
| 1. Geiseltalseesymposium, FH Merseburg           | 29.03.1996 bis 31.03.1996 |
| 2. 80 Jahre Leuna-Werke, Rathaus Leuna           | 09.05.1996 bis 31.05.1996 |
| 3. Sachsen-Anhalt-Tag, Bernburg                  | 30.08.1996 bis 01.09.1996 |
| 4. Tag der offenen Tür, BSL Schkopau             | 21.09.1996                |
| 5. Fachtagung „Zeitzeugenberichte“, FH Merseburg | 20.11.1996 bis 22.11.1996 |

### V. Mitgliederbewegung

Am 31. Dezember 1996 waren in die Mitgliederliste des Vereins 121 natürliche und 14 juristische Mitglieder eingeschrieben. Der Zuwachs 1996 betrug 30 natürliche und zwei juristische Mitglieder (Stadtverwaltung Leuna und Gemeinde Schkopau).

### VI. Nächste Aufgaben

Für 1997/98 stehen folgende Aufgaben vordringlich:

- (1) Weiterentwicklung konzeptioneller Vorstellungen zu Standorten und künftiger Trägerschaft
- (2) Aufarbeitung weiterer Objekte sowie Sicherung der Weiterführung von Projekten
- (3) Präsentation insbesondere der Großobjekte Chemiezug, Umlaufpumpe und Kautschukbandanlage
- (4) Weiterführung öffentlichkeitswirksamer Veranstaltungen und Ausstellungen

Der Bericht über die Jahreshauptversammlung 1997 erscheint in Heft 3/97.