

100000001

Kern 1,

Die Treibstoffanlage Wesseling
und ihr Betrieb von 1941 - 1944.

Kern

T F O R C E

Twelfth Army Group

Source: Rhein Rh. Braunkohlen

Kraftstoff

C105 Turpb : 30/4.10

14. März 1945

Team Leader: Col. J. H. Lied

Bag 16 MM - A

Inhaltsverzeichnis

	<u>Seite</u>
Einführung	
Einzelberichte und Zusammenstellungen	
Beschreibung des Verfahrens	1
Beschreibung der Anlage mit Angaben über die Auslegung der wichtigsten Apparaturen und Maschinen	4
Verzeichnis der wichtigsten Lieferfirmen für Maschinen und Apparate	15
Zeitfolge der Inbetriebnahme	22
Pintsch-Hillebrand-Wassergasanlage	24
Schwachgasanlage	30
Spaltanlage	35
Konvertierung	40
CO ₂ -Reinigung	45
CO-Reinigung	49
Kompressoren und Nachschaltverdichter	52
Die Inbetriebnahme der Hydrierung	54
Ausgangsstoffe und Fertigprodukte der Hydrierung	58
Die Stähle der Hydrierung	67
Hochdruck 700 at-Sumpfphase	72
Hochdruck 325 at-Gasphase	101
Mahlanlage	106
Schleuderei	113
Schwelerei	118
A-Destillation	128
B-Destillation	132
Laugewäsche und Stabilisierung	135
Hygasverarbeitung	138
Die Schwefelfrage	148
Abwasseraufbereitung	153
Das Kraftwerk	161
Stromversorgung	173
Wasserversorgung	176
Energieverbräuche	180
Das Wichtigste über die Produktion	182

100000003

	<u>Seite</u>
Die Kapazität des Werkes	183
Maßnahmen zur Produktionssteigerung	184
Bilanzen der Hydrierung	193
Erfüllte und nichterfüllte Garantien	195
Die Belegschaft des Werkes	202
Das Wichtigste über die Gründung und Finanzierung	205
Kalkulation	209
Die Fliegereinwirkung und Schutzmaßnahmen	216
Produktionsausfälle durch Feindeinwirkung	218
Der Fliegerangriff vom 18. Juli 1944	221

100000004

E i n f ü h r u n g

Die Treibstoffanlage Wesseling der Union Rheinischen Braunkohle Kraftstoff A.G. ist eines der im Zuge des Vierjahresplanes gebauten Werke zur Herstellung von synthetischen Treibstoffen.

Gründer und Aktionäre sind die wichtigsten Gruben des rheinischen Braunkohlereviere.

Die Gründung der Gesellschaft erfolgte am 27.1.1937. Der Bau der Anlage begann am 20.4.1938, wurde nach Kriegsausbruch für etwa 1/2 Jahr unterbrochen und im wesentlichen bis Ende 1942 beendet. Die Treibstoffproduktion wurde am 31. August 1941 aufgenommen und unter steter Steigerung bis Juli 1944 so lange fortgesetzt, bis die Häufung von Fliegerangriffen ein weiteres Produzieren unmöglich machte.

Die folgenden Aufzeichnungen behandeln die Produktionszeit des Werkes. Sie berichten über die betrieblichen Schwierigkeiten, ihre Beseitigung, die erzielten Fortschritte und enthalten Angaben über die wichtigsten Betriebsergebnisse. Darüber hinaus ist das in Wesseling angewandte Hochdruckhydrierverfahren und die apparative Einrichtung und Bedienungsweise der Anlage anhand von schematischen Darstellungen beschrieben.

Schließlich wird über die betrieblichen Luftschutzmaßnahmen und die Fliegerangriffe berichtet, die zur Stilllegung des Werkes führten.

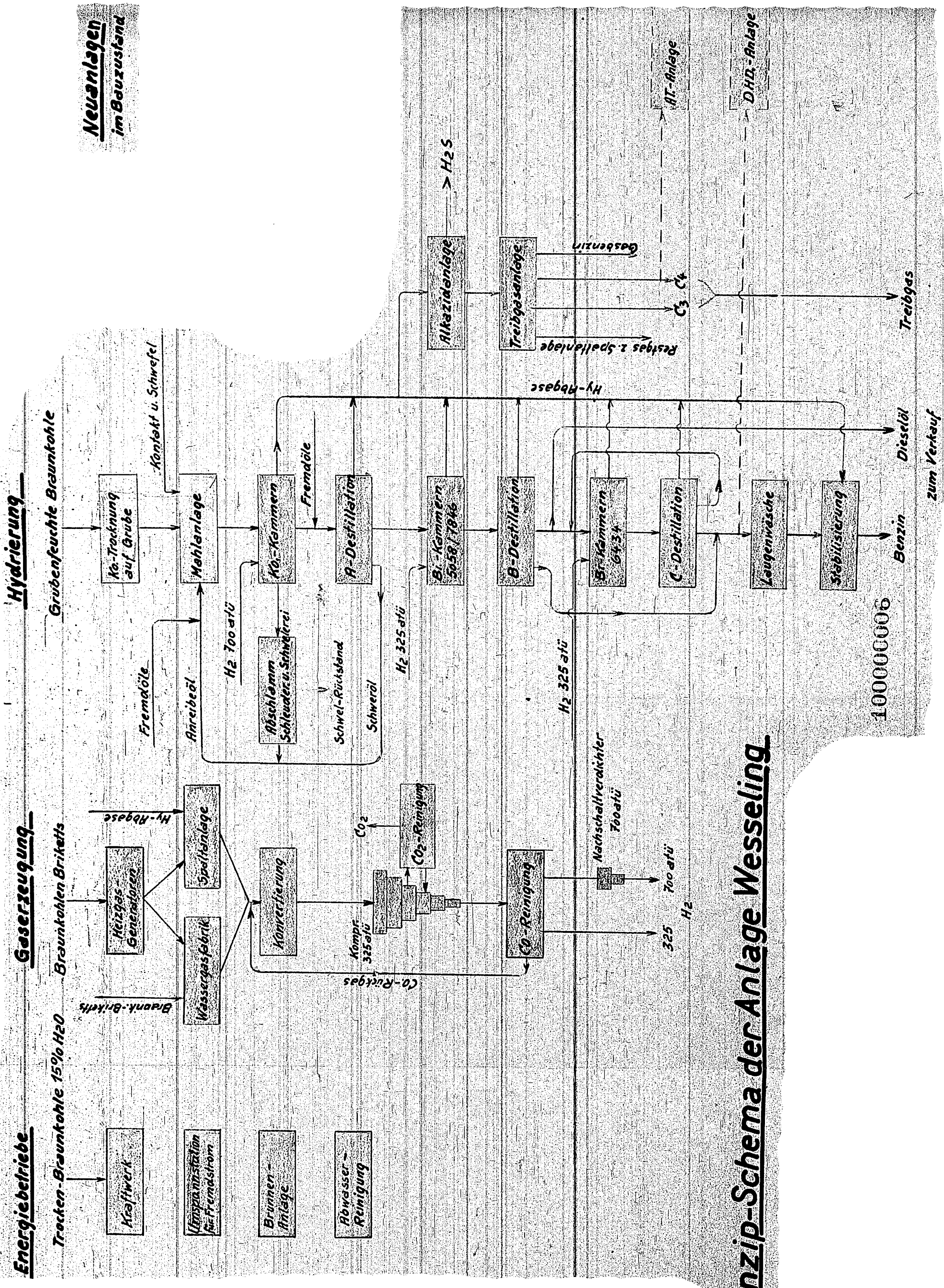
Der Bericht behandelt die genannten Themen mit einer für den Hydrierungsfachmann stellenweise nicht ausreichenden Ausführlichkeit. Einzelheiten möge dieser aus den im folgenden Verzeichnis aufgeführten Teilberichten und Zusammenstellungen entnehmen.

Wesseling, den 21.12.1944.

Dr. Gulp Tschert

Einzelberichte und Zusammenstellungen.
=====

- Dr. Peukert: Betriebsverbesserungen im Treibstoffwerk Wesseling 1941 - 1944.
- " Die Zugabe von Kohlensäure zum Wind der Schwachgasgeneratoren anstelle der H₂O-Dampfsättigung.
- " Die getrennte Verarbeitung von Spaltgas und Wassergas in der Konvertierung.
- Dr. Schilling: Ein Versuch zur Erhöhung der Wirtschaftlichkeit der Konvertierung mit Hilfe eines indirekten Kühlers im Sättiger- und Kühlwasserkreislauf.
- Dr. Peukert: Gegenstromheißabscheider mit H₂-Beschickung und Gegenstrom-Kammer.
- " Maßnahmen zur Verbesserung des Wärmeaustausches bei den Sumpfphasekammern.
- Dr. Hahn: Betriebsergebnisse 1943/1944.
- Dr. Hilberath: Analysenvorschriften.
- Dr. Peukert: Allgemeine Betriebsvorschriften.
- Dipl. Kaufm. Fischer: Betriebsabrechnung.
- Dr. Peukert: Luftschutzmaßnahmen, Fliegerangriffe.

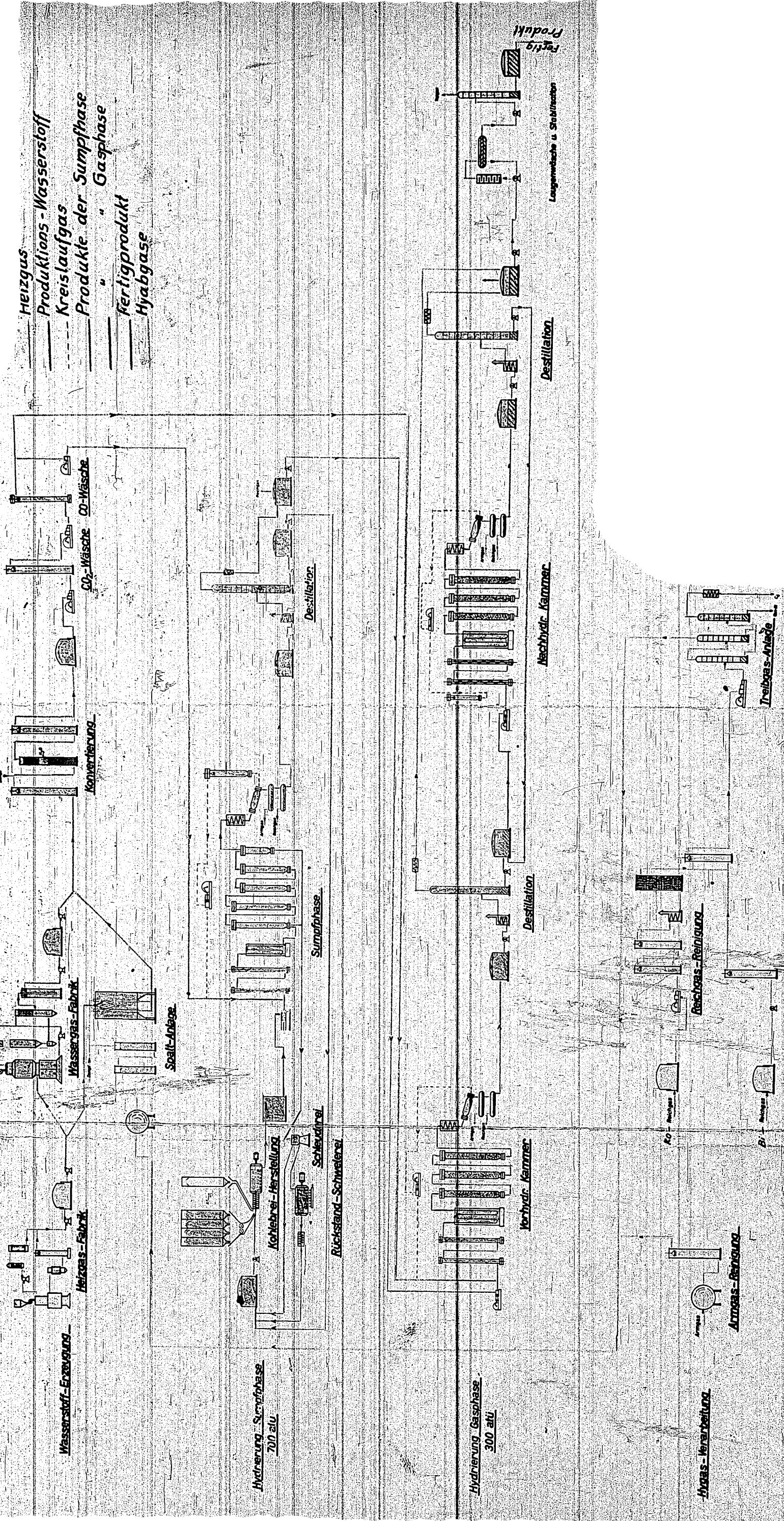


Neuanlagen
im Bauzustand

Prinzip-Schema der Anlage Wesseling

100000007

Produktions-Schaubild der Braunkohlhydrierung



- Heizgas
- Produktions-Wasserstoff
- Kreislaufgas
- Produkte der Sumpffase
- " " Gasphase
- Fertigprodukt
- Hyabgase

CO₂-Wäsche CO-Wäsche

Konvertierung

Wassergas-Fabrik

Spalt-Anlage

Kohlebrei-Herstellung

Scheitelfinal

Rückstand-Schwefel

Sumpffase

Destillation

Hydrierung Gasphase 300 atü

Kohlenhydrat-Kammer

Destillation

Nachhydrat-Kammer

Destillation

Laugenwäsche & Stabilisation

Fertigprodukt

Hydrogas-Herstellung

Atmosphären-Reinigung

Reinwasch-Reinigung

Treibgas-Anlage

Beschreibung des Verfahrens.
=====

Die Treibstoffanlage Wesseling arbeitet nach dem Bergius-I.G. Hochdruckhydrierverfahren. Nach diesem werden hochmolekulare Kohlenstoffverbindungen und Wasserstoff zu niedermolekularen Kohlenwasserstoffen umgesetzt.

Die besonderen Merkmale des Verfahrens sind die Anwendung hoher Drücke und Temperaturen und die Zuhilfenahme von Katalysatoren. Chemisch gesehen sind bei dem Verfahren 3 Hauptvorgänge zu unterscheiden: Die Spaltung der wasserstoffarmen Moleküle der Ausgangsstoffe, die Anlagerung von Wasserstoff an die Spaltstücke und die Lenkung der Umsetzung in Richtung solcher Kohlenwasserstoffgruppen, die für die gewünschten Endprodukte besonders geeignet sind. So entstehen aus Steinkohle, Braunkohle und schweren Ölen verschiedenster Herkunft Treibstoffe wie Dieselöl, Benzin und Treibgas.

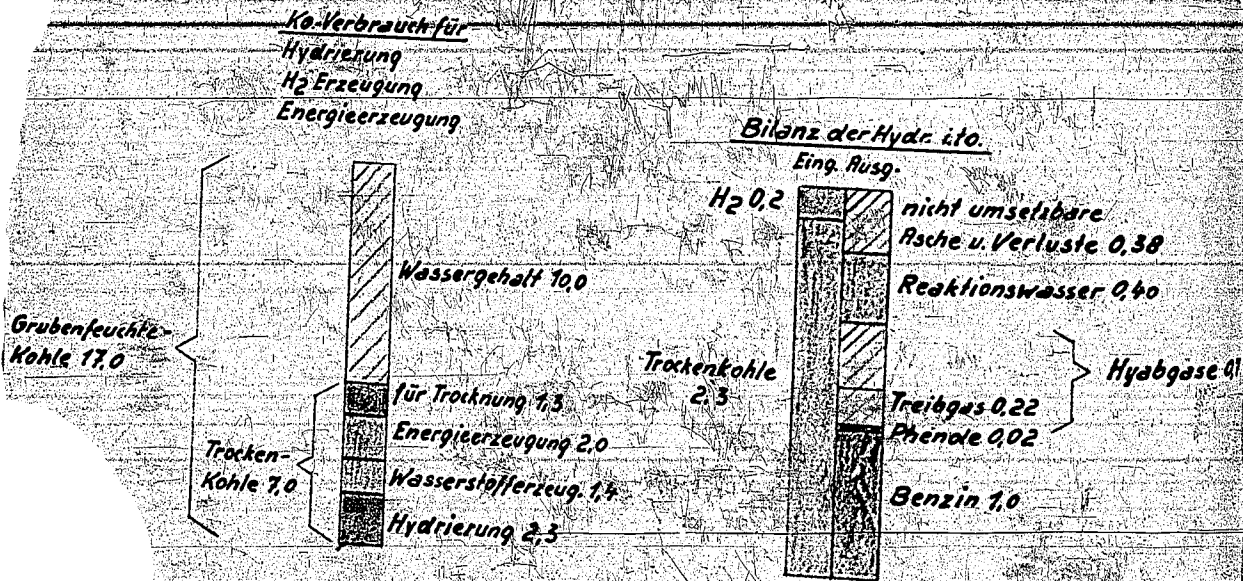
Die Herstellung dieser Endprodukte ist nicht in einem Arbeitsgang durchführbar. In der Regel erfolgt sie in 2 bis 3 Stufen. In der ersten werden die Ausgangsstoffe zu Ölen von mittlerer Molekülgröße und mittlerem Wasserstoffgehalt umgewandelt. Diese Stufe heißt Sumpphase, weil die Umsetzung in flüssigem oder breiförmigem Zustand erfolgt. In der zweiten Stufe werden die im ersten Arbeitsgang gewonnenen Öle weiter umgesetzt. Diese Stufe heißt Gasphase, weil hier die Umwandlung in gasförmigem Zustand vor sich geht.

In den meisten nach dem Hochdruckhydrierverfahren arbeitenden Anlagen werden Treibstoffe für Vergasermotore hergestellt. Diese müssen, um den Anforderungen der modernen Motorenkonstruktion gewachsen zu sein, große Anteile an motorisch hochwertigen Kohlenwasserstoffen, wie Isoparaffine, Aromaten und Naphthene, enthalten. Es ist bisher nicht gelungen, in 2 Verfahrenstufen Endprodukte von ausreichendem Gehalt an diesen Kohlenwasserstoffgruppen zu erzielen. Darum werden meistens noch ein oder mehrere Arbeitsgänge zur Veredelung der in den beiden ersten Stufen gewonnenen Produkte angeschlossen.

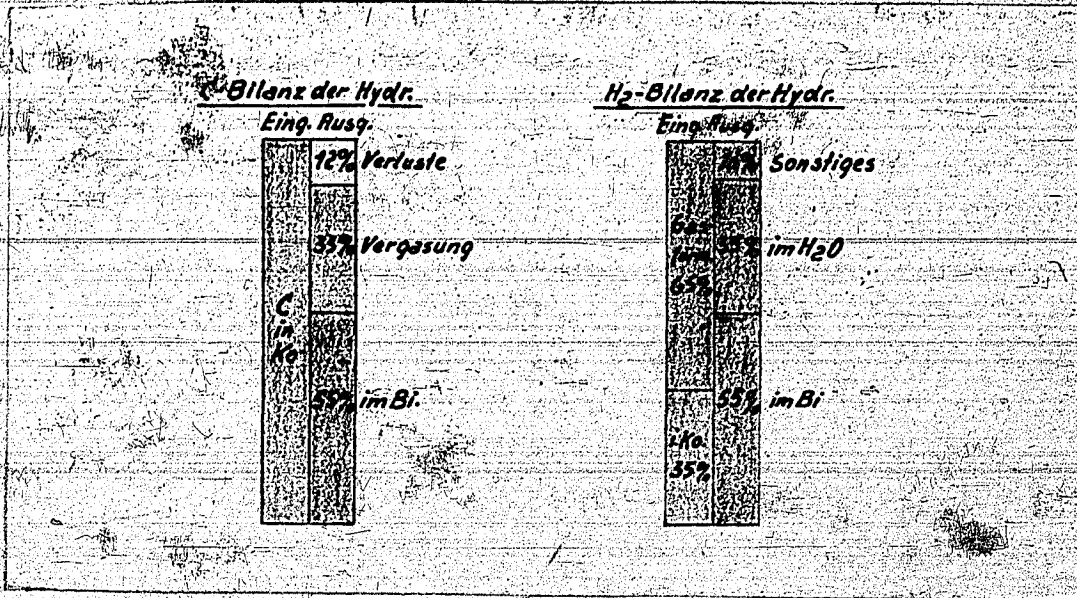
In Wesseling werden zur Umsetzung von rheinischer Braunkohle und schweren Ölen zu Dieselöl und Benzin zwei oder drei Verfahrenstufen angewandt. Zwei, wenn als Hauptprodukt Dieselöl, drei, wenn Auto- oder Flugbenzin hergestellt werden soll. In der ersten Stufe werden die Ausgangsstoffe unter starker Wasserstoffanlagerung zu Mittelöl abgebaut. In der zweiten wird das Mittelöl mit Hilfe von hydrierend und spaltend wirkenden Katalysatoren weiter zu Dieselöl und Benzin umgesetzt. In der dritten Stufe wird ein Katalysator angewandt, der neben guter Spalt- und geringer Hydrierwirkung ringbildend und isomerisierend wirkt, Mit ihm werden Benzine mit befriedigenden Anteilen an Aromaten, Naphthenen und Isoparaffinen hergestellt. Zwei weitere Verfahrensgänge zur Herstellung eines hocharomatischen bzw. isoparaffinischen Hochleistungstreibstoffes werden vorbereitet.

Die folgenden Darstellungen und Zahlenangaben veranschaulichen den Reaktionsablauf in der Anlage Wesseling.

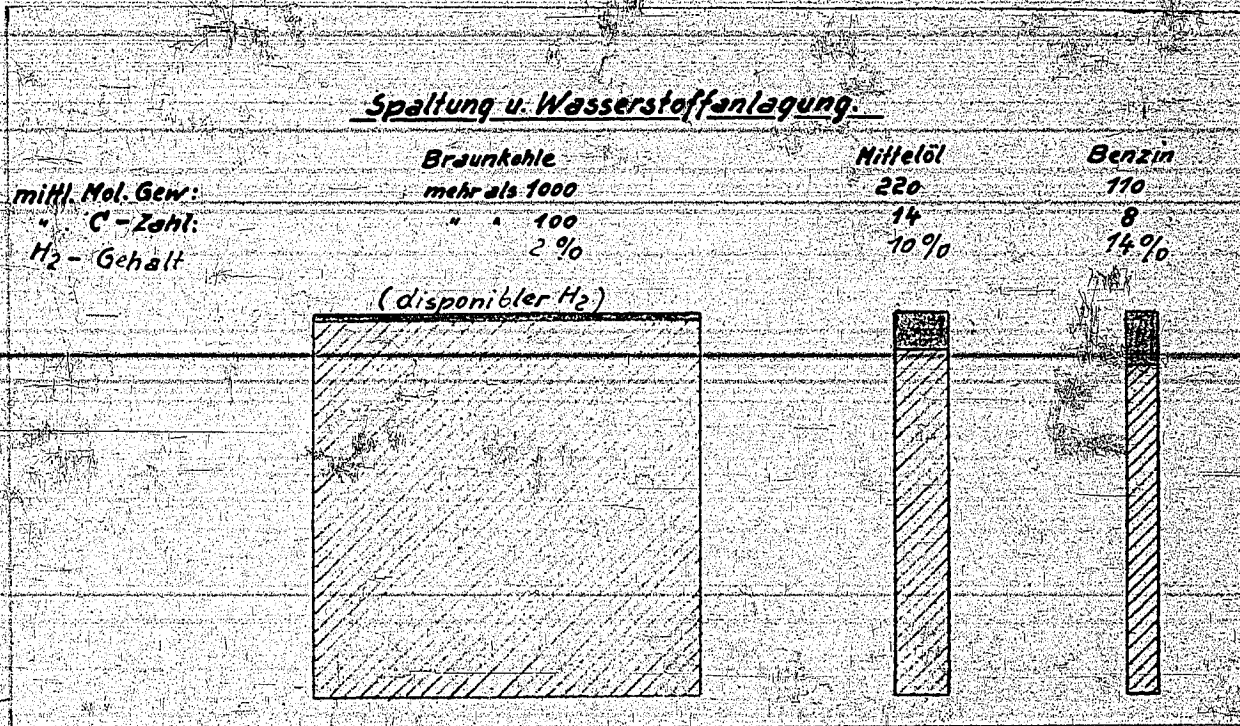
Rohstoffverbrauch und Produkterfall bei Herstellung von einer Tonne Auto-Benzin aus Braunkohle.



Eine Kohlenstoff - und Wasserstoffbilanz.



Molekülgröße und Wasserstoffgehalt von Braunkohle, A-Mittelöl und Benzin.



Zusammensetzung eines verkaufsfertigen Flugbenzins.

Aromaten	8,5	%
Olefine	2,5	%
Naphthene	55,1	%
Paraffine	33,9	%

100000011

Beschreibung der Apparatur und Arbeitsweise der Treibstoff-
anlage Wesseling.

Die Anlage ist für die Verarbeitung von Braunkohle gebaut; er-
laubt jedoch auch den zusätzlichen Einsatz von Fremdölen. Bis-
her wurden an Hauptprodukten Dieselöl, Auto- und Flugbenzin,
an Nebenprodukten Treibgas und Phenole hergestellt.

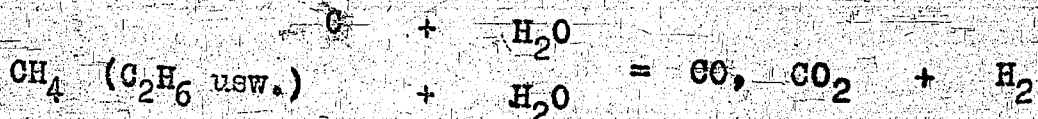
Die Anlage liegt verkehrstechnisch günstig am Rhein. Dieser ist
gleichzeitig der Wasserspender und Vorfluter für das Werk. Die
Kohle wird aus dem nahegelegenen rheinischen Braunkohlegebiet
mit der Eisenbahn, die Rohöle teils per Bahn, teils per Schiff
angefördert. Die Fertigprodukte werden größtenteils auf dem
Wasserwege abtransportiert.

Die Anlage besteht aus einer Wasserstofferzeugungsanlage und
einer Hydrieranlage. Hierzu kommt ein Kraftwerk, eine Umspann-
station für Fremdstrom, eine Brunnenanlage für die Gebrauchs-
wasserversorgung, Einrichtungen zur Abwasserreinigung, Entlade-
und Verladevorrichtungen für Ausgangs- und Fertigprodukte. Das
Kraftwerk versorgt das Werk mit Dampf und erzeugt etwa die Häl-
fte des Strombedarfes. Die Fehlmenge wird durch Fremdbezug ge-
deckt.

Die Wasserstofferzeugung.

Die Wasserstofferzeugungsanlage umfaßt eine Pintsch-Hillebrand-
Wassergasanlage, eine Hygasspaltung, eine Heizgasanlage, eine
Konvertierung, eine Kompressionsanlage, eine CO₂- und eine CO-
Reinigung. Dazu kommen an Apparaturen zur Versorgung des Werkes
mit Schutzgas eine N₂-Erzeugungs- und Verdichtungsapparatur und
Gebläse zur Verdichtung von CO₂.

In der Pintsch-Hillebrandanlage werden Braunkohlebriketts ver-
gast. In der Spaltanlage werden Abgase der Hydrierung aufgespal-
ten. Die Umsetzungen erfolgen nach den Gleichungen:



Beide Vorgänge verbrauchen Wärme, die durch Verbrennung von Ge-
neratorgas erzeugt wird.

Wassergas und Spaltgas werden in die Konvertierungsanlage geführt. Bemerkenswert ist hierbei, daß das aus der relativ schwefelarmen rheinischen Braunkohle hergestellte Wassergas vorher keine Schwefelreinigung zu durchlaufen braucht. In der Konvertierung wird das in den Gasen enthaltende CO bis auf einen kleinen Rest nach der Gleichung $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$ umgewandelt. Gleichzeitig erfolgt die Umsetzung der organischen Schwefelverbindungen zu H_2S . Aus dem die Konvertierung verlassenden Gas, dem Kontaktgas, wird in der CO_2 -Reinigung die Hauptmenge CO_2 ausgewaschen. Diese wird bei dem Entspannen des Waschwassers frei und kann als Schutzgas oder für sonstige Zwecke verwandt werden. Der Rohwasserstoff - d.i. das in der CO_2 -Wäsche gereinigte Gas - wird in der CO-Wäsche mit ammoniakalischer Kupferlösung von CO und den Restanteilen CO_2 befreit und steht dann als "Reinwasserstoff" für die Hydrierung zur Verfügung. Die Regenerierung der Cu-Lauge erfolgt in Erhitzern und nachgeschalteten Vakuumapparaten. Das hierbei anfallende CO-reiche "CO-Rückgas" wird in die Konvertierung geführt.

Beschreibung der Apparaturen.

Das Pintsch-Hillebrandverfahren ist eines der neuzeitlichen Braunkohle-Vergasungsverfahren. Die Generatoren arbeiten mit kontinuierlich betriebem Vergasungssnacht. Die für die Wassergasbildung erforderliche Wärme wird in der Weise zugeführt, daß man dem einzublasenden Umsetzungsdampf Wassergas beimischt und das Dampfwassergasgemisch in Wärmespeichern überhitzt. Die Wärmespeicher werden abwechselnd mit Kraftgas hochgeheizt und mit dem Dampfsgasgemisch beschickt.

Vorhanden sind 11 Generatoren für eine Erzeugung von je $5.500 \text{ nm}^3/\text{h}$ Wassergas.

Die Spaltanlage arbeitet nach dem I.G. Kontaktverfahren. Sie enthält eine bei 400° arbeitende Schwefelreinigungsapparatur für das Eingangsgas mit Eisenoxydmasse als Umsetzungskontakt und Zinkoxyd als Absorptionsmittel, 4 gasbeheizte Spaltöfen (Kontakttemperatur um 750°), die in je 66 mit Nickelkontakt gefüllte Rohre unterteilt sind, Wärmeaustauscher und Abhitzekessel. Die Nennleistung eines Spaltofens beträgt $10.000 \text{ nm}^3/\text{h}$ Spaltgas.

Die Heizgasanlage besteht aus 18 Drehrostgeneratoren mit einer Leistung von je $3.000 \text{ nm}^3/\text{h}$ Generatorgas. Vergast werden Braunkohlebriketts.

Die Konvertierung enthält 14 Kontaktöfen für je $7\ 000\ \text{nm}^3$ Gasdurchsatz und 3 Apparaturen zur H_2O -Dampfsättigung des ankommenden und zur Kühlung des abgehenden Gases.

Die CO -Reinigung ist eine bei 25 atü arbeitende Wasserwäsche mit 8 Waschtürmen von je 2 m \varnothing und 20 m Höhe, Pelzenturbinen, die mit dem entspannten Waschwasser betrieben werden und etwa $2/3$ der entspannten Wassermenge an Frischwasser auf die Wascher fördern, Pumpen und Belüftungstürmen für das gebrauchte Waschwasser. Jeder Wascher kann mit $15\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ Eingangsgas belastet werden.

Die mit Kupferlösung arbeitende CO -Wäsche ist für 325 atü ausgelegt. Sie enthält sieben 800 \varnothing -Wascher mit einer Nennleistung von je $15\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ Eingangsgas, Entspannungsmaschinen, Pumpen und eine teils drucklos, teils bei Unterdruck arbeitende Regenerationsapparatur für die gebrauchte Kupferlösung.

An Kompressoren stehen elf 6-stufige 325 atü Einheitsverdichter mit Entnahme des Rohgases für die CO_2 -Reinigung hinter der 3. Stufe zur Verfügung. Die Nennleistung der Stufen 1 bis 3 beträgt $14\ 300\ \text{nm}^3/\text{h}$, der Stufen vier bis sechs $9\ 700\ \text{nm}^3/\text{h}$ je Maschine.

Im Anschluß an die CO -Reinigung sind 7 einstufige 700 atü Nachschaltverdichter mit je $10\ 250\ \text{nm}^3/\text{h}$ Nennleistung angeordnet.

An Gasometern sind vorhanden:

ein $20\ 000\ \text{m}^3$	Gasbehälter für Wassergas
" $30\ 000\ \text{m}^3$	" " Kontaktgas
" $15\ 000\ \text{m}^3$	" " Heizgas
" $2\ 000\ \text{m}^3$	" " CO_2
" $1\ 000\ \text{m}^3$	" " Stickstoff

Für die Erzeugung und Verdichtung von Stickstoff stehen 2 Wasserstoffverbrennungs-Öfen und zwei 700 atü Kompressoren zur Verfügung. Alle Aggregate haben eine Nennleistung von $500\ \text{nm}^3/\text{h}$.

Für die Verdichtung von CO_2 sind drei 0,4 atü Gebläse für je $3\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ und drei 8 atü Rotationsverdichter für je $2\ 200\ \text{nm}^3/\text{h}$ Leistung vorhanden.

Die Hydrierung

umfaßt folgende Einzelanlagen:

- 700 atm Sumpffphase,

- 325 " Gasphase,

Mahlanlage für die Herstellung von Kohlebrei,

- Die Trocknungsanlage zur Herstellung einsatzfähiger

Trockenkohle befindet sich auf der Grube -

Schleuderei und Schwelerei zur Verarbeitung von Hydrier-
rückständen,

Destillationsapparaturen zur Trennung von Roh- und Zwischen-
produkten,

Laugewäsche und Stabilisierung für Rohbenzin,

Treibgasgewinnungsanlage,

Alkazidanlage zur H₂S-Auswaschung der Abgase der Hydrierung,

Entphenolungsanlage für Abwässer,

Tanklager für Roh-, Zwischen- und Fertigprodukte,

Entlade- und Verladeeinrichtungen für Roh- u. Fertigprodukte,

Gasbehälter für die Abgase der Hydrierung.

Im Bau befindlich:

DHD-Anlage (Druck-Wasserstoff Dehydrierung) und

A T-Anlage (Alkylierungstreibstoff)

zur Herstellung von Hochleistungstreibstoffen.

Arbeitsgang der Hydrierung:

Die auf der Grube getrocknete Kohle wird mittels Spezialwagen angefahren und in Bunker entladen, die den Bedarf mehrerer Tage fassen. Von hier wird sie über Schwingsiebe geleitet. Der Siebdurchlauf wird direkt, der Siebüberlauf nach Mahlung in Walzenstühle zu den Kohlebreimühlen gefördert. Hier wird die Kohle nach dem Zusatz von Kontakt und Schwefel mit dem Anreibeöl vermischt und zu Kohlebrei vermahlen. Das Anreibeöl ist ein Gemisch von aus der eigenen Produktion stammenden Schwerölen mit den zur Verarbeitung gelangenden Fremdölen oder deren Schwerölanteilen aus der Destillation. Der Kohlebrei wird nochmals über Schwingsiebe geführt und durch Kolbenpumpen den Hochdruckbreipressen zugeleitet, die ihn in die 700 at Kohlekammern fördern. Hier erfolgt, mit Ausnahme der nicht abbaubaren Aschebestandteile, die vollständige Umsetzung der Kohle zu flüssigen und gasförmigen Produkten. Die Asche wird im Gemisch mit Öl als sogenannter Ab-

schlamm abgezogen. Das anhaftende Öl wird durch Abschleudern und Abschwelen wiedergewonnen. Der Schwelrückstand wird verworfen. Das Flüssigprodukt der Kohlekammern, das sogenannte Abstreiferprodukt, wird über Zwischenentspannungsgefäße und Zwischentanks der A-Destillation zugeführt und hier in 2 Fraktionen zerlegt, die als A-Mittelöl und Schweröl bezeichnet werden. Das Schweröl wird im Gemisch mit dem aus dem Abschlamm gewonnenen Schleuder- und Schwelöl als Anreibeöl für die Herstellung von frischem Kohlebrei benützt.

Das A-Mittelöl wird in den 325 atü-Benzinkammern zu den Fertigprodukten umgewandelt. Zuerst wird es in den Vorhydrierungskammern (Kontakt 5058/7846 W) zu Dieselöl und Benzin umgesetzt. Daneben entstehen gasförmige Kohlenwasserstoffe. Die Zerlegung des Vorhydrierabstreifer-Produktes erfolgt in der B-Destillation. Die leichte Fraktion ist Benzin, die schwere das sogenannte B-Mittelöl. Letzteres wird entweder als Dieselöl verkauft oder in den Benzinierungskammern (Kontakt 6434) nochmals hydriert und in der C-Destillation destilliert. Zur Schonung des Benzinierungskontaktes, der leicht Schwefel abgibt und dadurch an Wirksamkeit verliert, wird das B-Mittelöl vor dem Eintritt in die 6434-Kammer durch Vergasen mit H_2S beschwefelt. Das Destillat der C-Destillation ist ein hochwertiges Benzin. Der Destillationsrückstand wird dem B-Mittelöl, das als Einspritzprodukt für die Benzinierungskammern dient, zugesetzt. 5058 und 6434 - Benzin werden mit Lauge gewaschen, in der Stabilisierung durch Erhitzen von gasförmigen Anteilen befreit und anschliessend in verkaufsfertigem Zustand ins Tanklager geführt.

Aus den in den verschiedenen Stufen der Hydrierung anfallenden H_2 -Abgasen werden zuerst durch Wasserwaschung das HN_3 und anschliessend durch Waschung mit Alkoxidlauge, Leiten über einen Konvertierungskontakt und durch Natronlaugewaschung die Schwefelverbindungen entfernt. Das so gereinigte Gas wird der Entbenzinierungs- und Treibgasanlage zugeführt. Hier werden die benzinartigen Anteile (Gasbenzin), Butan und Propan gewonnen. Das Gasbenzin wird dem Verkaufsbenzin zugesetzt, während Butan und Propan als flüssiges Treibgas verkauft werden. Der Gasrest wird zur Wasserstoffherstellung oder für Heizzwecke verwandt.

In der DHD-Anlage soll Benzin aus der eigenen Produktion unter Verwendung eines wasserstoffabspaltenden und ringbildenden Katalysators auf einen Aromatengehalt von über 50 % gebracht werden. In der AT-Anlage wird n- und i-Butan zu Isoparaffinen, in der Hauptsache Isooctan umgesetzt.

Beschreibung der Apparaturen.

Für die Herstellung von Trockenbraunkohle stehen auf der Grube 14 Dampftrockner für je 6 to/h Trockenkohle-Durchsatz zur Verfügung. Die Zahl der für den Transport der Trockenbraunkohle vorhandenen Spezialbunkerwagen beträgt 78. 20 - 25 davon werden für den Transport von Kesselhauskohle, 10 - 15 für Kontakt verwendet. Das Fassungsvermögen eines Wagens beträgt 45 to.

An Speicherraum für Kohle, Kontakt und Schwefel sind vorhanden: 8 Bunker mit je 960 m^3 Inhalt - 7 werden für Trockenkohle, einer für Kontakt benutzt - , 4 je 70 m^3 fassende Zwischenbunker für vorgemahlene Trockenkohle und 4 je 45 m^3 fassende Zwischenbunker für Kontakt, improvisierte Lagerräume für die Aufnahme von 300 to Schwefel.

An Förderwegen sind 2 getrennte, aus Horizontal- und Senkrechtedrern bestehende Förderwege (Förderleistung je etwa 80 to/h) für Kohle, und ein aus Horizontalredlern und einem Senkrechtheberwerk bestehender für Kontakt (Leistung 50 to/h) vorhanden. Der Schwefeltransport erfolgt mittels eines Aufzuges.

Die Mahlanlage umfaßt je 4 Dosierzellenräder, Schwingsiebe, (Maschenweite 2 mm) für Trockenkohle, Walzenstühle für den Siebüberlauf, bestehend aus 4 Walzenpaaren mit 0,7 mm Walzenabstand, Dosierwaagen für die Trockenkohle und Kohlebreimühlen (Konzentramühlen) von 10 m Länge und 2,6 m \varnothing . Alle Apparate sind für einen Durchsatz von 25 t/h Trockenkohle vorgesehen. Für die Siebung des fertigen Kohlebreies sind 3 Schwingsiebe (Harfenbespannung mit 1 mm Abstand der Längsdrähte) für je 70 m^3 Kohlebrei vorhanden.

Die für 700 at gebaute Sumpphase-Apparatur umfaßt 4 Kohlekammern, 5 Gasumlaufpumpen, 16 Breipressen, Pumpen und Pressen für Spülöl und Wasser, eine Ölwäsche für Kreislaufgas mit vor-

geschaltetem Kreislaufgaskühler, Zwischenentspannungsbehältern für Abstreiferprodukt und Waschöl. Die Kammern sind als 4-fach-Kammern ausgebaut. Sie enthalten zwei 600- ϕ -Regeneratoren, einen mit einem Brenner und 2 Wälzgasgebläsen ausgerüsteten Vorheizer, der mit 18 - 20 90 - 100 ϕ Haarnadelrohren bestückt ist, je 2 18 m und 15 m lange 1 000 ϕ Öfen, einen 9 m langen 1000 ϕ Heißabscheider, einen Luft- und Wasserkühler für Abschlammschlamm, einen Abstreiferkühler und Kaltabscheider. Der erste Ofen ist mit einer Entsandungsvorrichtung ausgerüstet, der Heißabscheider mit einer Kaltgaszuführung am Abschlammschlamm-Ausgang. Die Gasumlaufpumpen sind wegen Stopfbüchenschwierigkeiten von der Plunger- zur Kolbenkonstruktion umgebaut worden. Die Plunger hatten einen ϕ von 170 mm; die Kolben haben einen ϕ von 200 mm, die Kolbenstangen von 100 mm ϕ . Die Umlaufpumpen leisten nach dem Umbau je 72 000 m^3/h und sind für 80 at Differenzdruck zugelassen.

Für die Kohlebreieinspritzung sind 16 mit Treibwasser angetriebene Breipressen für je 10 m^3/h Normalleistung vorhanden. Zusätzlich sind 2 20 m^3 Pressen bestellt. Die Kreislaufgaswäsche besteht aus drei 12 m langen 1000 ϕ Wäschern, 3 Entspannungsmaschinen für je 65 m^3/h Leistung, 4 Zusatzpreßpumpen zu je 10 m^3/h und einer für Atmosphärendruck eingerichteten Waschölentgasung.

Die Zwischenentspannungsgefäße für Kohleabstreifer und Waschöl sind für einen Betriebsdruck von 50 at ausgelegt.

Die Abschlammschleuderei enthält 36 vollkontinuierlich arbeitende Laval-Zentrifugen (Umdrehungszahl/Min. 3 200, Trommel ϕ 430 mm, Kennziffer 2 500 kg) für je 2 m^3/h Durchsatz. Für die Schwelerei stehen 6 Schneckenschwelo-fen (Bauart Leuna) und 6 Drehöfen (Bauart Scholven) zur Verfügung. Die Leistung eines Schneckenofens beträgt 2,5 t/h, die eines Drehofens 3,0 t/h.

Die 325 at Gasphase umfaßt 4 an einen Gaskreislauf angeschlossene Benzinkammern, 4 Gasumlaufpumpen, 6 Einspritzpumpen für Mittelöl, 3 Einspritzpumpen für Wasser, einen H_2O -Waschturm für das Eingangsgas zweier Benzinkammern.

2 drucklose mit Füllkörpern gefüllte H_2S -Begasungstürme zur Schwefelung der Einspritzprodukte für die Vorhydrierung und Benzinierungskammern.

Die Benzinkammern sind mit je zwei 600 ϕ Regeneratoren und 18 m langen 1000 ϕ -Öfen von je 8 m^3 Kontaktvolumen ausgestattet.

Zwei Kammern haben Elektrovorheizer, die beiden anderen gasbeheizte Vorheizer mit je einem Brenner und 2 Wälzgasgebläsen.

Z.zt. sind zwei 3-fach- und eine 2-fach-Kammer mit Vorhydrierungskontakt 5058/7846 W (mit 5058 Kontakt jeweils der 1. Ofen) gefüllt und eine 5-fach-Kammer mit Kontakt 6434. Die Umlaufpumpen sind für je 75 000 m^3/h und einen Differenzdruck von 35 at ausgelegt.

Alle Mittelöleinspritzpumpen sind an die Vorhydrierungs- und Benzinierungskammern angeschlossen. Um das Zusammentreten von Vorhydrierungs- und Benzinierungsprodukt zu vermeiden, sind die Anschlußleitungen sowohl druck- wie saugseitig mit doppelten Ventilen und Zwischenentspannungen versehen. Die Einspritzprodukte werden vor dem Eintritt in die Pumpen mittels filzbespannter Kerzenfilter filtriert.

3 von den 6 Einspritzpumpen besitzen regelbare Motore. Die Volleistung einer Pumpe beträgt 25 m^3/h . Die Einspritzpumpen für Kondensat leisten je 6 m^3/h . Das Kondensat wird mittels Kiesfilter filtriert.

An Destillationsapparaturen stehen 2 Kolonnen für Kohleabstreifer und 3 für Benzinabstreifer zur Verfügung. Alle Kolonnen haben Füllkörpersäulen und mit Wälzgasgebläsen ausgestattete gasbeheizte Vorheizer. Die Vorheizerrohre der Kohleabstreifer-Destillationen sind für einen Druck von 50 at ausgelegt. Die Kohleabstreiferkolonnen sind für einen Normaldurchsatz von je 35 t/h vorgesehen, die Bi-Abstreifer-Destillationen für je 27 t/h. 2 Glockenbodenkolonnen für 100 t/h Kohleabstreifer und 50 t/h Benzinabstreifer stehen vor der Fertigstellung.

Die Benzinraffination umfaßt 2 Laugewäschen für 15 und 25 t/h und 2 Stabilisierungskolonnen für 11 t/h Autobenzin und 22 t/h Flugbenzin. Diese sind mit Glockenbodensäulen ausgestattet. Die Laugewäsche ist vor der Stabilisierung angeordnet. Die Rohbenzine können vor dem Eintritt in die Laugewäsche mit H_2S -freiem Hygas ausgeblasen werden.

Die Treibgasanlage ermöglicht die Herstellung von reinem Butan und Propan. Einrichtungen für Athan-Gewinnung sind nicht vor-

handen.

händen, ebensowenig eine Trennkolonne für n- und i-Butan. Die Treibgasanlage ist für einen Betriebsdruck von 25 at gebaut. Sie besteht aus 3 Füllkörpersäulen. In der ersten werden unter Wasserkühlung Gasbenzin und Butan als Sumpfprodukt ausgeschieden. In der zweiten wird aus dem Restgas der 1. Kolonne durch NH_3 -Kühlung das Propan herauskondensiert. Die 3. Säule dient zur Trennung des Gasbensins und Butans. Es sind 2 Apparaturen vorhanden, die 4 700 und 8 700 m^3/h Hydrierungsreichgas verarbeiten sollen.

Der Treibgasanlage ist eine Schwefelreinigungsapparatur für die Hygase vorgeschaltet. Kohle- und Benzinreichgas werden getrennt behandelt. Das Ko-Reichgas wird bei 5 at mit Alkaidlauge und Öl gewaschen und zwecks Konvertierung des organischen Schwefels bei 400° über Eisenoxydkontakt geleitet. Anschließend wird es mit dem drucklos mit Alkaidlauge vorgewaschenen Bi-Reichgas vereinigt und mit Natronlauge nachgewaschen. Die Alkaidreinigung dient zur Schwefelreinigung der Hygase und zur Gewinnung des ausgewaschenen Schwefelwasserstoffes der für die Beschwefelung der Bi-Kammer-Einspritzprodukte verwendet wird. Es werden zwei Arten von Alkaidlauge angewendet. Die sogenannte M-Lauge zur Auswaschung von CO_2 und H_2S aus dem Kohlereichgas, die Dik-Lauge zur Auswaschung und Anreicherung von H_2S aus den übrigen Hygasen. An Apparaturen sind vorhanden 2 Regenerationskolonnen für M-Lauge für je $75 \text{ m}^3/\text{h}$, 3 Regenerationskolonnen für je $60 \text{ m}^3/\text{h}$ Dik-Lauge, Wascher und H_2S -Auswaschung aus dem Ko- und Bi-Reichgas, Armgas, Blasegas der Abwasserbegasung und zur H_2S -Anreicherung aus den Austreibergasen der Alkaid-Regeneration.

Der Alkaidwäsche ist eine NH_3 -Waschung vorgeschaltet. Hierfür wird enthärtetes Wasser verwendet. NH_3 -Wascher sind aufgestellt für Ko-Abstreifer- und Waschöl-Reichgas, Bi-Reichgas, Ko- und Bi-Destillationsgas. Die Armgase werden durch Einspritzung von Kondensat in die Armgasleitungen gewaschen. Die Entphenolungsanlage verwendet Trikresylphosphat als Extraktionsmittel. Sie ist für die Aufarbeitung von $30 \text{ m}^3/\text{h}$ phenolhaltigen Abwässern gebaut. Die Abwässer werden vor der Extraktion durch Begasen mit CO_2 H_2S -frei gemacht und durch

Filtrieren über Kies entölt.

An Tanklagern stehen zur Verfügung 8 000 m³ Tankraum für schwere, 11 500 m³ für leichte Zwischenprodukte, 13 000 m³ für Verkaufsprodukte innerhalb und 15 000 m³ für Verkaufsprodukte außerhalb der Werksanlagen, 4 000 m³ für Rohöle. Ein Lager für 15 000 m³ Rohöl befindet sich im Bau. An flüssigen Treibgas können 1 000 to eingelagert werden. Alle Tanks und Behälter sind aus luftschutztechnischen Gründen eingewallt und mit Schaumlöscheinrichtungen ausgestattet.

An Gasometern sind vorhanden:

ein 5 000 m³ Gasbehälter für Hy-Heizgas
" 3 000 " " " Ko-Reichgas
" 2 000 " " " Bi-Reichgas
" 2 000 " Atmungsbehälter für Verkaufsbenzin
und " 500 " Gasbehälter für H₂S.

Die in Bau befindliche DHD-Anlage ist für 200 000 Jato und die AT-Anlage für 26 000 jato Fertigprodukte vorgesehen.

Das Kraftwerk enthält im wesentlichen 5 Hochdruckkessel für je 64 bis 80 to/h Dampfleistung bei einem Druck von 70 atü, 4 Turbo-Generatoren für je 12,5 MVA, 4 weitere Kessel und 2 Turbogeneratoren sind geplant.

An Dampfarten werden abgegeben 18 atü- und 3,5 atü-Abzapfdampf aus den Turbinen und 2,5 atü Dampf, der durch Umformung von 3,5 atü Dampf hergestellt wird.

Die Kesselspeisewasseraufbereitung besteht aus einer Entcarbonisierungsanlage mit anschließender Permutithärtungsanlage. Die Entcarbonisierung erfolgt durch Ausfällung des Ca-Bicarbonates mit Kalkmilch und Auskristallisieren des gebildeten Carbonates an Marmorstaub. Die Permutitanlage arbeitet mit einem organischen Austauschere. Das so aufbereitete Weichwasser wird nach Zusatz von 2 mg/l Na-Sulfit für die Herstellung des 2,5 atü Dampfes verwendet. Für die Hochdruckkessel wird es noch einmal destilliert. Das Destillat erhält vor der Einspritzung in die Kessel Zusätze von 1 gr/to Na₃PO₄ und 0,3 gr/to Na-Sulfit.

Die Umspannstation ist mit 3 Transformatoren mit einer Leistung von je 30 MVA (110 000/6000 Volt) ausgestattet.

Die Brunnenanlage besteht aus 50 Brunnen von je 200 bis 250 m³/h Wasserleistung. Sie sind mit Tauchpumpen und Unterwassermotoren

ausgestattet. 40 weitere Brunnen sind im Bau.

Die Abwasserreinigung umfaßt 2 Absitzbecken für die Skrubber-Wässer der Gasfabrik, ein Absitzbecken für den Multiklonstaub der Gasfabrik, Schwelrückstände der Hydrierung und Kesselhausasche führende Spülwässer, 2 Klärbecken für das Fabrikabwasser und eine Entphenolungsanlage für die Abwasser der Hydrierung und das Schwelwasser der Gasfabrik mit Trikresylphosphat als Extraktionsmittel.

An Verlade- und Entlade-Einrichtungen sind vorhanden:

Entladeeinrichtungen für Briketts, Hydrier- und Kesselkohle, Leistungen von je etwa 2 000 to pro 24 Stunden, eine Entladeeinrichtung für Fremdole aus Kesselwagen für 60 t/h, eine Abfüllstation für Benzin und Treibgas in Kesselwagen (für 100 to/h Benzin und 30 to/h Treibgas bei hintereinander stattfindender Abfüllung), eine Schiffsverladung für die gleichzeitige Befüllung von 2 Schiffen (Stundenleistung 300 m³/h). Tankschiffe können auch entladen werden, eine Abfüllverrichtung für Treibgasflaschen mit 12 Waagen für 100 to Treibgasabfüllung in 10 Stunden.

Verzeichnis der wichtigsten Lieferfirmen
für Maschinen und Apparate.

Gasfabrik

Wassergasanlage	Pintsch - Berlin
Schwachgasanlage	" "
Rohrleitung u. Eisenkonstruktionen	Kölsch - Fölzerwerke, Siegen
Ofenausmauerung	Dr. Otto, Bochum Koppers, Essen
Gaswascher	Theissen, München
Gas- und Windgebläse	Jäger & Co. Leipzig
Entstaubung u. Entleerung	Lurgi, Frankfurt
Pumpen für Teer	Weise, Söhne, Halle
Entaschung	Naehner, Chemnitz
Förderanlagen	Pohlig, Köln-Zollstock
Schwachgas- u. Wassergasgebläse	Schiele, Eschborn/Taunus
Armaturen	Zimmermann u. Jansen, Düren
Gasbehälter	Neumann, Eschweiler
Behälter	" "
Kühltürme	Otto Estner, Dortmund
Redleranlagen f. Staub u. Asche	Gebr. Bühler, Dresden
Transportbänder	Clouth, Köln-Nippes

Kesselhaus

Dampfkesselanlage	Dürr A.-G., Ratingen b. D'dorf Walther, Köln-Dellbrück
Kesselspeisepumpen	Halberg, Ludwigshafen
Zugehöriger Turbinenteil	Borsig, Berlin-Tegel
Kohleförderanlage	Maschinenfabrik, Magdeburg- Buckau
Kohlemahlanlage	Kohlescheidegesellschaft, K.S.G. Berlin
Ausmauerung der Kessel	Karrenberg, Düsseldorf
Dampfleitungen	Seiffert, Eberswalde
Feuerungsregler	Askania, Berlin
Wärmetechnische Meßeinrichtung	A.E.G., Berlin
Meßeinrichtungen	V.A.G., Mannheim
Heißdampfaramturen	Amag-Hilpert, Nürnberg Schäffer u. Budenberg, Magdeburg
Speisewasseraufbereitungsanlage,	Permutit, Berlin
Spülentaschung	Natorp u. Eberhardt, Hohenturm b. Halle

Turbinen	A.E.G., Berlin
Pumpen für Wasserversorgung (Vorlaufwasser)	Ritz u. Schweitzer, Schwä- bisch-Gemünd
Drucklose Behälter	Vogel, Wien-Stockerau Feld u. Halm, Bendorf

Konvertierung, Kompressoren,CO₂- u. CO-Reinigung

Spaltanlage, einschl. org. Schwefelreinigung	Bamag, Berlin
Rauchgasgebläse	Kühle, Kopp u. Kausch Frankenthal
Windgebläse	Schiele, Eschborn i. Ta.
Kesselanlage	Oschatz, Merane i. S.
Kesselspeiseanlage (Pumpen)	K.S.B. Frankenthal
CO ₂ -Verdichter 0,4 atü	C. Enke & Co. Schkeuditz Balcke, Frankenthal
Verbrennungsanlage für Stickstoffherstellung	Bamag, Berlin
N ₂ -Verdichter	Maschinenfabrik Sürth
Konvertierung	Bamag, Berlin
Pumpenanlage	früher Amag-Hilpert jetzt K.S.B. Frankenthal
Wassergasgebläse	C. Enke & Co., Schkeuditz
Heizgasgebläse	ato.
" Bau 144	"
" " 38	C. Encke & Co. Schkeuditz I. Jäger, Chemnitz
Kompressoren	Halberg A.-G. Ludwigshafen
Einheitsverdichter	Ehrhard u. Sehmer, Saarbrücken Demag, Duisburg
Waschanlage CO ₂ -Reinigung	Gutehoffnungshütte, Sterkrade
Pumpenanlage	Halberg A.-G. Ludwigshafen
Peltonturbinen	Escher Wyss, Ravensburg/W.
CO-Waschanlage	Preß- u. Walzwerk, Reisholz
Preßpumpen	Gutehoffnungshütte vorm. Haniel u. Lueg, Düsseldorf
Entspannungsmaschinen	Leuna-Werk, Merseburg
Vakuumpumpen	K.S.B. Frankenthal
Behälteranlage	Wilhelmshütte, Sprottau

Kühleranlage	Mansfelder Maschinenfabrik, Mansfeld
Nachsaltverdichter	Eßlinger Maschinenfabrik, Eßlingen Demag, Duisburg
Ölreinigungsapparaturen	Bergedorfer Eisenwerke, Bergedorf b. Hamburg
<u>Hydr. Hochdruck</u>	
Kohleöfen u. Wascher 700 atü	Friedr. Krupp, Essen
Kohleöfen 700 atü	D.H.H.V. Dortmund-Hörde
Benzinöfen 325 atü	D.H.H.V. " "
Regeneratoren 700 u. 325 atü	Friedr. Krupp, Essen D.H.H.V. Dortmund-Hörde Bochumer Verein, Bochum Preß- u. Walzwerk, Reisholz
Heißabscheider 700 atü	D.H.H.V. Dortmund-Hörde
Produktabstreifer 325 u. 700 atü u. sonstige Abstreifer u. Pufferflaschen	Bochumer Verein, Bochum Preß- u. Walzwerk, Reisholz Deutsches Röhrenwerk, Düsseldorf
Vorheizkonstruktion	Eisenwerke, Kaiserslautern
Haarnadeln 700 atü	I.G. Ludwigshafen, Leuna
" 325 "	dto.
Reg. Bündel	Leuna-Werke Hydrierwerke, Pölitze Chemische Werke, Hüls
Apparateinsätze	I.G. Ludwigshafen
Walzgasgebläse	Schiele, Escheborn i.T.
Gaskühler 700 atü	I.G. Ludwigshafen
Luftkühler	dto.
Abschlammkühler	"
Gaskühler 325 atü	Deutsche Röhrenwerke, Düsseldorf
Kammerkran	Demag, Duisburg
HD-Armaturen 700 atü	I.G. Ludwigshafen
dto. 325 "	dto.
HD-Rohre	dto.
	Rheinmetall-Borsig, Düsseldorf Ruhrstahl, Witten Henrichshütte, Hattingen u. Wölkling Mannesmann, Düsseldorf, Remscheid Deutsche Röhrenwerke, Düsseldorf
Montagewagen	Fuchs Waggon, Heidelberg
Elektrovorheiz	I.G. Ludwigshafen
Schub-Transformatoren	Koch und Sterzel, Dresden
Apparate-Untersätze	Ges. f. Elektroschweißung, Dortmund

Hartmetall-Düsen	Wallram, Essen
Elektroantriebe f. Ventile	A.E.G. Berlin
Zwischenentspannungsgefäße 50 und 100 atü	Pintsch, Berlin D.R.W. Düsseldorf Mitteldeutsche Stahlwerke Riesa
Reparaturen von: Reg-Bündel	Chemische Werke, Hülse Leuna-Werke
Haarnadeln 700 atü	Leuna-Werke
" 325 "	I.G. Ludwigshafen
Brei- und Spülpressen	BMAG vorm. Schwartzkopff, Esslinger Maschinenfabrik Wumag, Görlitz
5 Gasumlaufpumpen 700 atü	Halberg A.-G. Ludwigshafen
Gasumlaufpumpen 300 atü	BMAG vorm. Schwartzkopff Berlin
Mittelöleinspritzpumpen 350 atü u. 750 atü	Balcke, Frankenthal
Hochdruckkreiselpumpen 60 atü	Halberg A.-G., Ludwigshafen
Entspannungsmaschinen	Leuna-Werke

Hydr. Niederdruck

Entladestrom	Gebr. Bühler, Dresden Maschinenfabrik Buckau,
Förderanlagen	Gebr. Bühler, Dresden
Malsysteme (Siebe, Walzenstühle u. Konzentramühlen)	Krupp, Grusonwerke, Magdeburg
Automatische Waagen (Hillburg)	Schenk & Co. Darmstadt
Rührbehälter	W. Dohmen, Eschweiler
Produktpumpen	K.S. Eddesse, Oschersleben
Schlamm Schleuder	Bergedorfer Eisenwerke, Bergedorf
Widia-Düsen Schaber	Krupp, Essen Deutsche Edelstahlwerke, Krefeld
Entsandungsbehälter	Eisenwerke, Kaiserslautern
Schmutzölschleuder	I. Haubold, Chemnitz
Kreiselpumpen	Hesse, Chemnitz u. Weise, Söhne, Halle
Schneckenöfen	Ude, Leuna
Schneckenkran	Peninger Maschinenfabrik und Liebig, Leipzig

Austragvorrichtungen	Fredenhagen, Offenbach
Transportband	Gebr. Wöhr, Unterkochen/Wttbg.
Drehöfen	Krupp, Grusonwerk, Magdeburg
Ofenmauerung	Tonwerk, Biebrich-Wiesbaden
Getriebe	Friedr. Krupp, Essen
Brenner	Wistra G.m.b.H.
Vorheiz- u. Dampfüberhitzer	Walther, Köln-Dellbrück
Krananlage	W. Fiebig, Waldenburg/Schl.
Rückstandspumpen	I.H. Näher, Chemnitz
Austragvorrichtungen	E. Hölcher, Recklinghausen
Wälzgasgebläse u. Frischgasgebläse	Kleinschanzlin & Becker, Frankenthal

Destillation

Destillation A1, A2, A3	Uhde, Dortmund
" B1, B2, B3	dto.
" B4	Maschinenfabrik Brünn, Königsfeld
Stabilisierung 1 u. 2	Lurgi, Frankenthal /M.
Heißölpumpen bis 40 atü	K.S.B. Frankenthal
Wasserpumpen	Hesse, Chemnitz
Pumpen f. kalte Produkte	Weise, Söhne, Halle
A3-Kolonnen	Canzler, Düren
Tanks 1000, 2000, 5000-m ³	Munk & Schmitz, Köln
Tank 500 m ³	Dingler-Werke, Zweibrücken
Wälzgasgebläse	Schiele, Eschborn, i. Ta.
Treibgaslagerbehälter	Bamag, Bayenthal G.m.b.H. Sterkrade
Treibgaswaagen	Dopp, Berlin
Waggon Wagen	Schmidt, Düsseldorf
Fuhrwerkswagen	Schmidt, Düsseldorf

Hygasverarbeitung und Phenolwasserreinigung

Alkazidanlage	Dr. Otto, Bochum
Heiß- u. Kaltlauge-Pumpen	Amag-Hilpert, Nürnberg
Ölwäsche	Bamag, Berlin
Org. Schwefelreinigung	dto.
Natronlaugewäsche	dto.
Laugepumpen	Amag-Hilpert, Nürnberg

Treibgasanlage	Uhde, Leuna
Treibgaspumpen	K.S.B. Frankenthal
Treibgaskompressoren	Maschinenfabrik Sürth, Sürth
Getriebe	Westdeutsche Getriebebaugesellschaft (Geb. existiert nicht mehr)
Ko-Reichgas-Kompressoren	Maschinenfabrik, Sürth
Kälteanlage	Rheinkälte, Düsseldorf
Getriebe u. Kältekompressoren	Tacke, Rheine Westf. Westdeutsche Getriebebauges.
Bi-Reichgasgebläse	C. Encke, Schkeuditz, Leipzig
Treibgasbehälter	Opbergen, Neuss Gutehoffnungshütte, Sterkrade
Entphenolungsanlage	Dr. Otto, Bochum
Zahnradpumpen	Weidig, Mannheim
Vakuumpumpen	K.S.B. Frankenthal
Ölabscheider	Schumann, Leipzig
Vakuum, Stu- u. Rieseltürme	Dinglerwerke, Zweibrücken
Schmutzwasserpumpen	K.S.B. Frankenthal Weise, Söhne, Halle Amag-Hilpert, Nürnberg
Wassertanks	Dinglerwerke, Zweibrücken Kölsch-Fölzerwerke, Siegen

100000028

		1941												1942												1943											
		Jan.	Feb.	März	April	Mai	Juni	Juli	Aug.	Sept.	Ok.	Nov.	Dez.	Jan.	Feb.	März	April	Mai	Juni	Juli	Aug.	Sept.	Ok.	Nov.	Dez.	Jan.	Feb.	März	April	Mai	Juni	Juli	Aug.	Sept.	Ok.	Nov.	Dez.
Kraftwerk	Kessel	[Hatched]																																			
	Turbinen	[Hatched]																																			
Gasfabrik	Wassergas-Generator Gasabgabe	[Hatched]																																			
	Schwachgas-Generatoren Gasabgabe	[Hatched]																																			
Spalt-Anlage	Spalt-Ofen	[Hatched]																																			
	Systeme	[Hatched]																																			
Hochdruck Hochsch.-Kompressorkomplettierung Verdicht.	Ko.-Ka.	[Hatched]																																			
	Bi.-Ka.	[Hatched]																																			
	Ko.-Brei-Mühlen	[Hatched]																																			
	Zentrifugen	[Hatched]																																			
Niederdruck	Schnecken-Öf.	[Hatched]																																			
	Dreh-Ofen	[Hatched]																																			
Destillation	Ko.-Abstr. A1 A2	[Hatched]																																			
	Bi.-Abstr. B1 B2	[Hatched]																																			
	Laugenwäsche A1 A2	[Hatched]																																			
	Stabilisation T u e	[Hatched]																																			
	Treibgas-Anh. A B	[Hatched]																																			
	Alkazid-Anl.	[Hatched]																																			
	Entphenolung	[Hatched]																																			
	Abwasser-Vorreinigung	[Hatched]																																			

Zeitfolge der Inbetriebnahme der einzelnen Betriebe.

Der Bau der Anlage begann am 20.4.1938, wurde nach Kriegsausbruch vom 8.11.39 bis 1.2.40 unterbrochen und war Ausgang 1942 in der Hauptsache abgeschlossen. Die Montage einzelner Apparate, wie der letzten Hochdruckkammern, Konvertierungssysteme, Schwelöfen und der 2. Treibgasanlage zog sich bis Mitte 1943 hin. Die Neuplanungen der DHD-Anlage und AT-Anlage konnten nicht mehr fertiggestellt werden.

Die Inbetriebnahme des Werkes erfolgte in der planmässigen Reihenfolge: Kraftwerk, Gaserzeugung, Hydrierung.

Das Kraftwerk steht mit dem 10.1.41 als Anfahrtermin weit vor den übrigen Betrieben. Da die Energieabnahme des Werkes zunächst gering war, wurde viel Strom nach außen abgegeben.

Als nächster Betrieb wurde die Gasfabrik in Betrieb genommen. Hier wurden zunächst einige Schwachgasgeneratoren angefahren. Die Pi-Hi-Anlage folgte mit 2 Monaten Abstand.

Die Konvertierung, CO₂-Reinigung, Kompressoren und CO-Reinigung schlossen sich in kurzen Abständen an.

Zwischendurch wurde das als Anfahröl für die Hydrierung vorgesehene estnische Schieferöl destilliert.

~~Am 31. August 1941 erfolgt mit der Inbetriebnahme der ersten Bi-~~
Kammer die offizielle Inbetriebsetzung des Werkes. Die erste Kohle-Kammer folgte am 31.10.41 und damit auch die Mahlanlage, Schleuderei und Schwelerei. Die Destillation, Laugewäsche und Stabilisierung schlossen sich ohne Zeitverlust an. Die Abwasseraufbereitung kam mit dem Anfall größerer Phenolwassermengen in Betrieb.

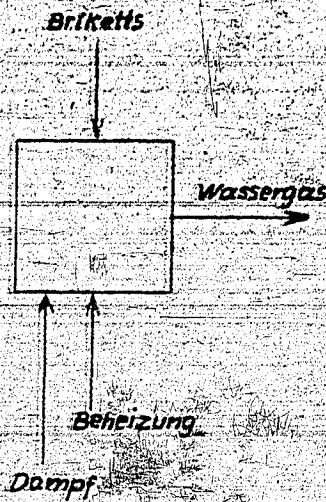
Die Spaltanlage wurde, als der Gasbedarf des Hochdruckes über die Leistungsfähigkeit der Wassergasanlage anwuchs, in Betrieb gesetzt.

Als letzter Betrieb folgte die Treibgasanlage, deren Montage wegen Mangel an technischem Personal lange zurückstehen mußte.

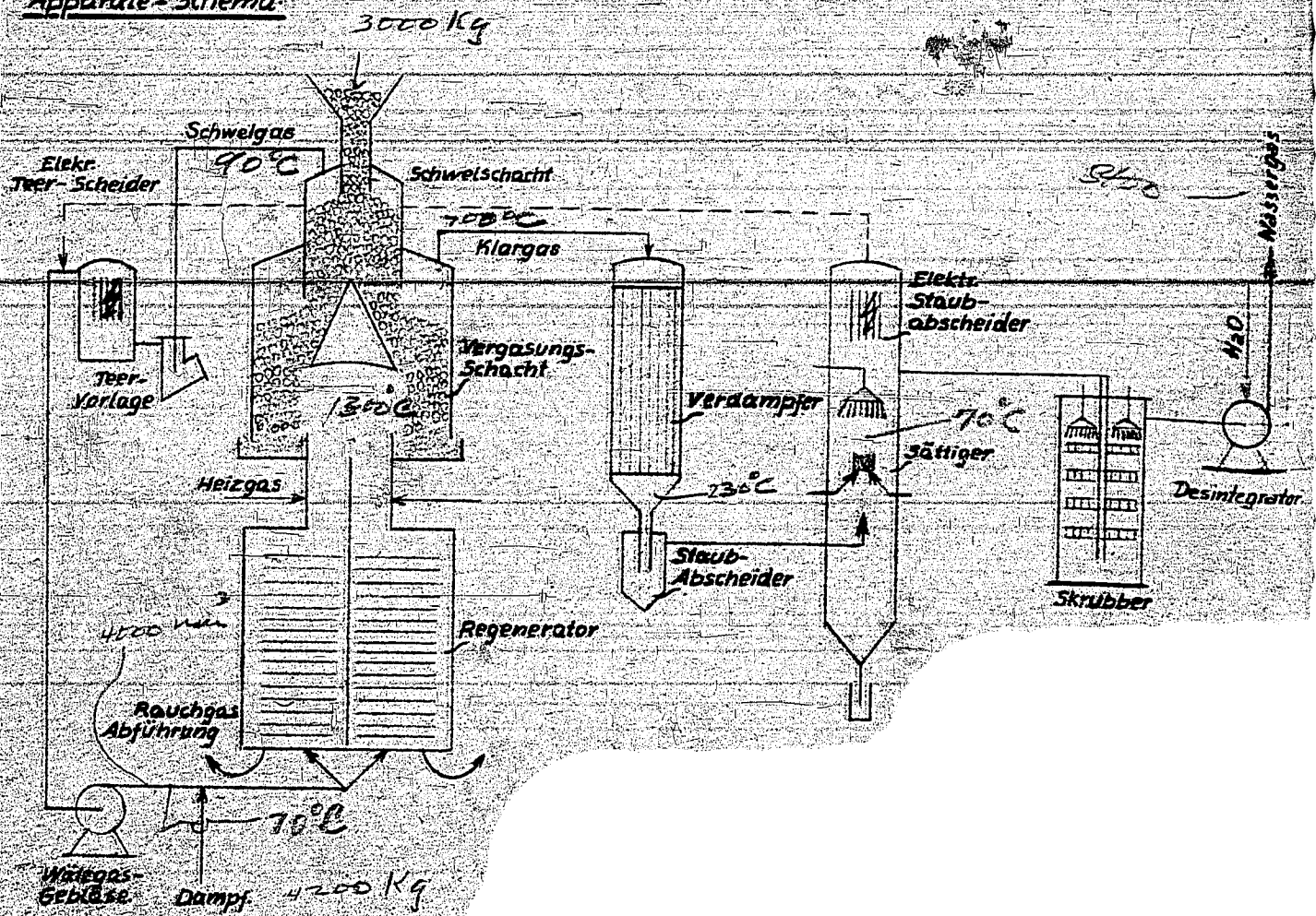
100000050

Pintsch-Hillebrand-Anlage

Prinzip



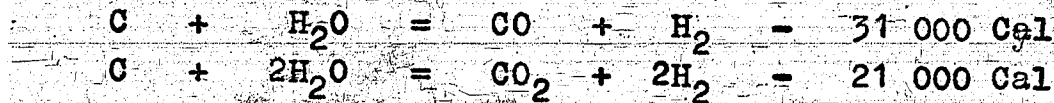
Apparate-Schema



Pintsch-Hillebrand-Wassergasanlage.

Beschreibung des Verfahrens.

In den Pi-Hi-Generatoren wird aus dem Kohlenstoff der Braunkohlebriketts und Wasserdampf Wassergas hergestellt. Die Umsetzung erfolgt nach den Gleichungen:



Beide Vorgänge verbrauchen Wärme, die durch die Verbrennung von Heizgas erzeugt wird.

Die besonderen Kennzeichen des Pi-Hi-Verfahrens sind die Verwendung eines überhitzten Wassergas-Dampf-Gemisches als Wärmeträger für die Wassergasreaktion, die Anwendung kontinuierlich betriebener Vergasungs- und Schwelschächte und periodisch arbeitender Vorheizer für das Wassergas-Dampfgemisch.

Man erkennt die Arbeitsweise eines Generators am besten, wenn man den Wälzgasstrom verfolgt. Das Wälzgas ist ein Gemisch von Schwelgas und Klargas aus der eigenen Produktion mit Wasserdampf. Es wird durch ein Gebläse in den Wärmespeicher geführt, dort auf etwa $1\,300^\circ$ erhitzt und in den Vergasungsschacht geleitet.

Der Wärmespeicher ist mit feuerfestem Material ausgekleidet und in 2 Hälften unterteilt, die wchselweise durch direkte Beheizung mit Schwachgas erhitzt und zur Wärmeabgabe mit Wälzgas beschickt werden. In den heißen Verbindungen zwischen dem Wärmespeicher und dem Generatorschacht sind Absperrorgane vermieden. Die Regulier- und Umstellventile für das Wälzgas, Heizgas, Wind und Rauchgas sind in die kalten Leitungsteile verlegt und werden von einem zentralen Bedienungsstand aus durch Oelsteuerung betätigt. Die Umschaltung der Wärmespeicher erfolgt etwa viertelstündlich.

Um ein Eintreten von Rauchgas in den Wälzgasstrom zu vermeiden, werden die Heizgas- und Rauchgasschieber so eingestellt, daß umgekehrt eine kleine Wälzgasmenge in das Rauchgas übertritt.

Das Wälzgas gibt im Generatorschacht seine fühlbare Wärme für die Umsetzung von mitgeführtem Dampf mit den heißen Briketts zu Wassergas ab. Das den Vergasungsschacht mit etwa 700° verlassende Gas-

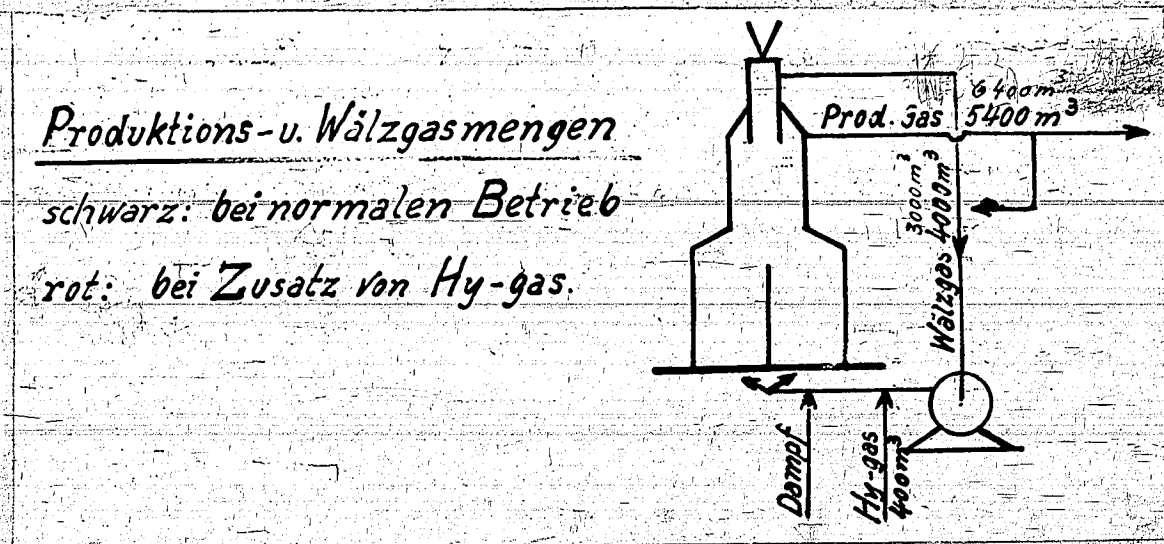
gemisch wird 2-fach unterteilt. Ein Teilstrom geht durch den Schwelschacht und treibt aus den frisch aufgegebenen Braunkohlebriketts Feuchtigkeit und Teer aus. Die Menge dieses Gasstromes wird so eingestellt, daß die Temperatur des aus dem Schwelschacht abziehenden Gases oberhalb des H_2O -Taupunktes, d.i. über 90° , liegt. Das Gas wird in einem elektrischen Teerscheider entteert und nach dem Zusatz von Klargas dem Wälzgasgebläse erneut zugeführt. Der andere den Vergasungsschacht verlassende Teilstrom wird über einen Abhitzekeßel, einen Staubabscheider und einen mit Weichwasser besprühten Turm geführt, in dem er unter H_2O -Dampfsättigung auf etwa 70° abgekühlt wird und anschließend wieder in 2 Ströme unterteilt. Ein Teil geht über einen elektrischen Staubabscheider ins Wälzgas, der andere Teil ist das Produktionsgas. Es wird in einem wasserberieselten Skrubber weitgehend entstaubt und auf 20° gekühlt, dann mittels eines Desintegrators feinststaubt und zur Konvertierung geleitet.

Betriebliche Schwierigkeiten.

Die Inbetriebnahme der Gasfabrik ging glatt von statten. Auch der Betrieb der anschließenden 3 Jahre verlief im großen und ganzen störungsfrei. Bei den Wassergasgeneratoren zeigte sich immer wieder, daß gute Durchsätze nur mit Briketts erzielt werden können, die eine genügende Standfestigkeit besitzen, d.h. nicht im Generatorschacht zerfallen. Solche Briketts sind leicht herzustellen, wenn man für eine gleichmäßige Pressung sorgt und den richtigen Wassergehalt einhält. Als Maßstab für die Pressung dient die Dichte. Sie muß 1,23 betragen. Der Wassergehalt muß zwischen 13,5 und 14,0 % liegen.

Auch mit diesen "Idealbriketts" konnte bisher im Dauerbetrieb nicht die garantierte Volleistung erreicht werden. Da der Produktionsengpaß des Werkes meist bei der Gasherstellung liegt, mußte versucht werden, die Leistung der Gasfabrikationsbetriebe zu steigern.

Dies gelingt durch
Spaltung von Hy-Abgas in den Vorheizern der Generatoren.



Die Leistung eines Generators wird durch die Gasdurchlässigkeit seiner Brikettfüllung bestimmt. Bei guter Standfestigkeit der Briketts können $4\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ Wälzgas und $3\ 500\ \text{kg}/\text{h}$ Dampf in einen Generatorschacht eingeführt werden. Hieraus entstehen $9\ 400\ \text{nm}^3$ Wassergas (Klargas und Schwelgas), von dem $5\ 400\ \text{nm}^3$ als Produktionsgas abgezogen und $4\ 500\ \text{nm}^3$ als Wälzgas zurückgeführt werden. Setzt man dem Wälzgasstrom vor seinem Eintritt in den Vorheizter Hyabgas zu, so wird dieses unter Volumenvermehrung im Vorheizter gespalten. Beispielsweise $400\ \text{nm}^3$ Hygas ergeben $1\ 000\ \text{nm}^3$ Spaltgas. Das Spaltgas wird gemeinsam mit dem den Vorheizter durchlaufenden Wälzgas-Dampfstrom in den Generatorschacht geführt, ersetzt also Wälzgas. Man muß demnach, um gleiche Strömungsverhältnisse im Brikettbett des Generators zu behalten, die Wälzgasmenge um die Spaltgasmenge, das ist von $4\ 000$ auf $3\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ erniedrigen. Da die Gasabgabe des Generators bei unverändert gebliebener Schachtbelastung nach wie vor $9\ 400\ \text{nm}^3/\text{h}$ beträgt, können statt $5\ 400\ \text{nm}^3$ jetzt $6\ 400\ \text{nm}^3/\text{h}$ Produktionsgas abgezweigt werden.

Die Bedingungen für die Spaltung sind im Vorheizter günstig, da hier eine Temperatur von über $1\ 200^\circ$ herrscht und ein hoher Dampfüberschuß vorliegt, weil nämlich der Umsetzungsdampf für die im Generatorschacht erfolgende Wassergasreaktion bereits vor dem Vorheizter zugesetzt wird. Selbstverständlich muß die für den Spaltprozess erforderliche Wärme durch Mehrbeheizung des Vorheizters aufgebracht und der Umsetzungsdampf für die Spaltreaktion zugesetzt werden.

Theoretisch ist so möglich, das gesamte Wälzgas durch Spaltgas zu ersetzen, was bei unseren Betriebsverhältnissen einer Verlagerung der Spaltanlage in die Vorheiz-zer der Pi-Hi-Generatoren gleich käme. Praktisch wird der Hygaszusatz durch die Kapazität der vorhandenen Vorheiz-zer begrenzt. Nach den bisherigen Versuchen scheint die im vorangegangenen Beispiel angeführte Mehrerzeugung von $1\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ je Generator den erreichbaren Höchstwert dar-zustellen. Mithin kann die Leistung der gesamten Pi-Hi-Anlage um rund $10\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ gesteigert werden.

Schwierigkeiten und Gegenmaßnahmen.

Von betrieblichen Schwierigkeiten sind in erster Linie die durch unzureichender Brikettbeschaffenheit verursachten Produktionsausfälle zu nennen. Die Einstellung der richti-gen Brikettqualität führte immer schnell zu normalen Be-triebsverhältnissen.

Eine große Anzahl von Störungen trat in Verbindung mit der Teergewinnung auf. Die Störungen waren größtenteils auf un-zureichende apparative Einrichtungen zurückzuführen und wurden durch Ergänzung der Apparatur weitgehend beseitigt.

In den zunächst mit Fabrikwasser berieselten Sättigern der Generatoren trat starke Ca CO_3 -Abscheidung auf. Sie wurde einerseits durch den NH_3 -Gehalt des Wassergases, anderer-seits durch den Kalkgehalt des als Berieselungswasser ver-wandten Fabrikwasser hervorgerufen und ging mit der Verwen-dung von permutitenthärtetem Weichwasser anstelle des Fabrik-wassers gut auf ein erträgliches Maß zurück.

Im Anschluß an einen in der Schwachgasfabrik entstandenen Fliegerschaden wurde Wassergas als Heizgas für die Genera-toren verwendet. Um die Vorheiz-zer durch den hohen Heizwert des Wassergases nicht zu gefährden - er beträgt $2\ 200\ \text{W.E.}$ gegenüber $1\ 450\ \text{W.E.}$ des Schwachgases - wurden die Genera-toren nur mit $60\ \%$ der Volleistung belastet. Die Fahrweise ließ sich störungsfrei durchführen und verdient für späte-re Störungsfälle festgehalten zu werden.

Die wichtigsten Betriebszahlen

Betriebsdaten eines vollbelasteten Generators:

Brikettverbrauch	3 000 kg/h
Dampfverbrauch	4 200 kg/h
davon 60 % Zusatzdampf	
40 % durch Sättigung des Wälzgases zugegeben	
Heizgasverbrauch	4,4 Mil. W.E./h = 3000 nm ³ /h (H _u 1460 W.E.)
Produktionsgas	5400 nm ³ /h
Wälzgas	4000 nm ³ /h
davon 70 - 90 % Schwelgas	
30 - 10 % Klargas	

Temperaturen

Wälzgas vor Wärmespeicher	70°
Wälzgas hinter Wärmespeicher	1300°
Klargastritt aus Schacht	700°
Klargas hinter Abhitzekegel	230°
Klargas hinter Sättiger	70°
Schwelgas a. Ausgang d. Schwel-	
schachtes	90°

Analyse des Klargases u. Schwelgases

	CO ₂	schwere	CO	H ₂	CH ₄	H ₂
Klargas	14 %	K.W.	28 %	56 %	1 %	1 %
Schwelgas	17,5 %	0,8 %	26 %	48 %	6,5 %	1,2 %
Staubgehalt des Wassergases: 1 - 2 mg/nm ³						
C-Gehalt der ausgetragenen Asche 40 - 50 %						

Betriebsergebnisse

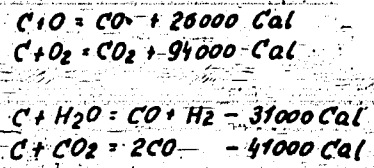
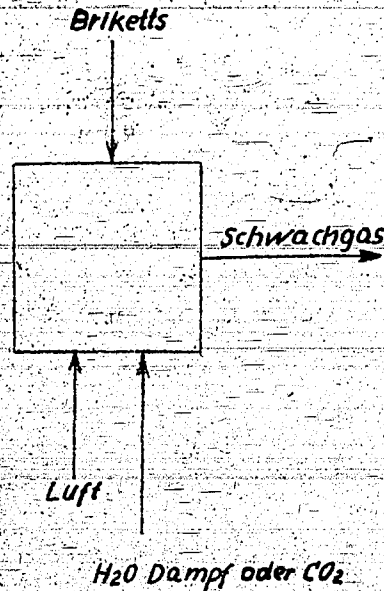
	1943	1944
Wassergaserzeugung	48 600 nm ³ /h	52 000 nm ³ /h
mittl. Generatorenleistung	4 950 nm ³ /h	5 100 nm ³ /h

Bezugszahlen

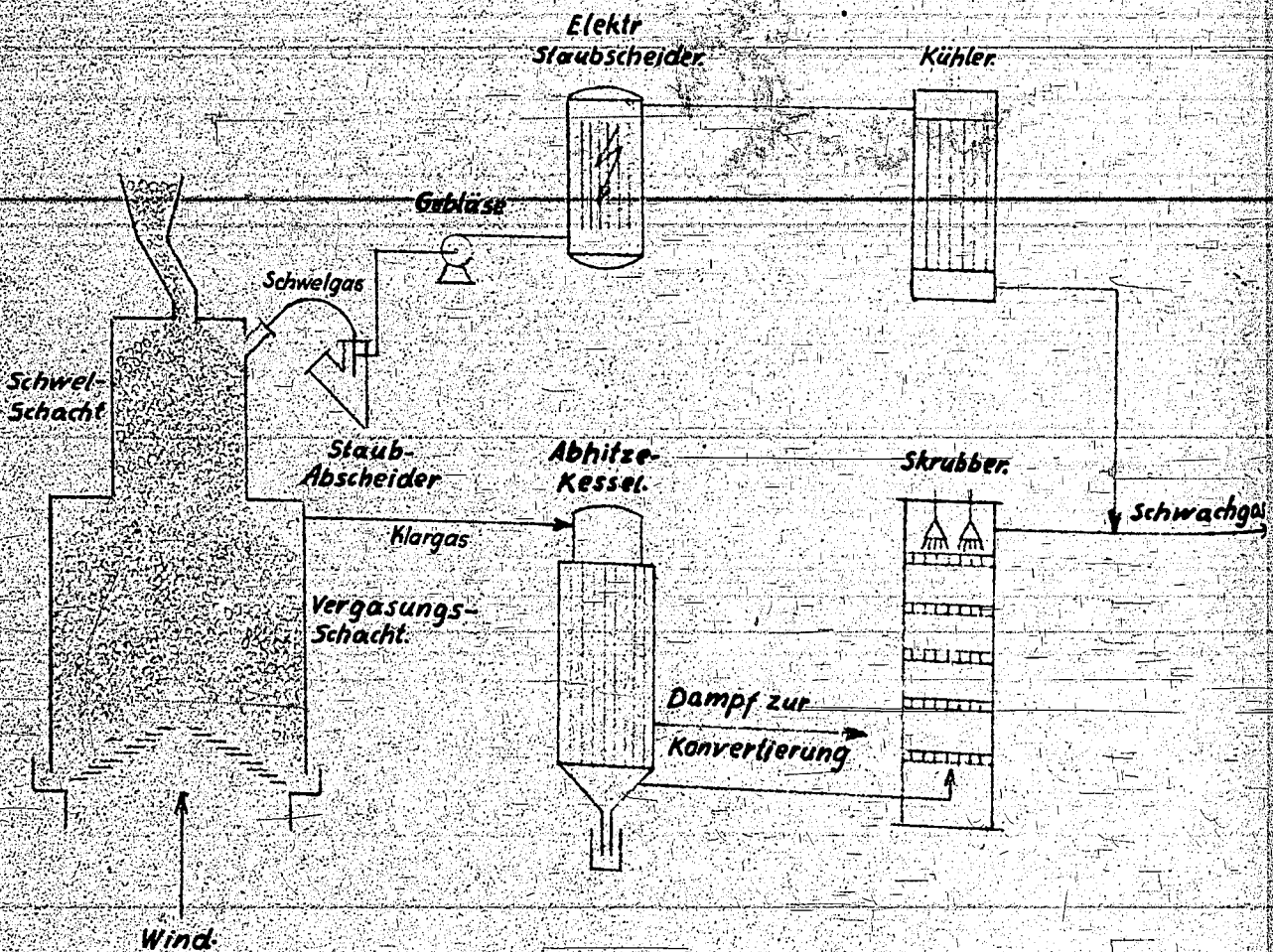
	1943	1944
Wassergaserzeugung/Brikett	1,938 nm ³ /kg	1,900 nm ³ /kg
Schwachgasbedarf/Wassergas	828 WE/nm ³	825 WE/nm ³
Teergewinnung /Brikett	4,8 %	34,9 %
Fremddampfverbrauch/Wassergas	0,126 kg/nm ³	0,125 kg/nm ³
CO + H ₂ in Wassergas	83,5 %	84 %

Heizgas-Anlage.

Prinzip



Apparate-Schema.

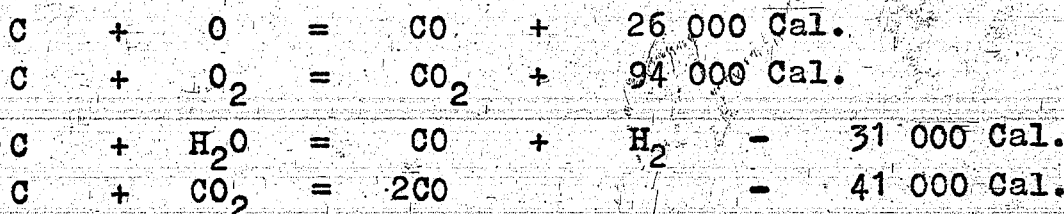


Schwachgasanlage

Beschreibung des Verfahrens

In den Schwachgasgeneratoren werden Braunkohlebriketts unter Einblasen von Luft unvollständig zu einem Gemisch von CO₂ und CO verbrannt. Die positive Wärmetönung dieser Reaktionen wird zur zusätzlichen Umsetzung von Wasserdampf oder CO₂ mit Kohlenstoff zu Wassergas oder CO ausgenützt.

Die Umsetzungen erfolgen nach folgenden Gleichungen:



So fällt als Produktionsgas ein Gemisch von CO₂, CO, H₂ und N₂ mit einem H₁ von etwa 1450 W.E. an.

Die Schwachgasapparatur besteht im wesentlichen aus den mit Vergasungs- und Schwelschächten ausgestatteten Generatoren. Der Innendurchmesser der Vergasungsschächte beträgt 3 m.

Klargas und Schwelgas, die in etwa gleichen Mengen anfallen, werden in getrennten Apparaturen gereinigt und abgekühlt, dann vereinhigt und als sogenanntes Schwachgas teils über Gasometer, teils direkt an die Verbrauchsstellen geführt.

Der in den Generator eingeblasene Wind wird soweit mit Wasserdampf gesättigt oder mit CO₂ beladen, daß sich eine gewollte Abgangstemperatur des Klargases einstellt. Sie beträgt bei Verwendung

von H₂O-Dampf etwa 750°
von CO₂ etwa 650°.

Durch den Schwelschacht wird soviel Gas geleitet, wie zur Schwelung der Briketts erforderlich ist. Die Abgangstemperatur des Schwelgases liegt etwa bei 100°. Das Schwelgas wird über einen Staubabscheider, ein elektrisches Ölfilter und einen Röhrenkühler geleitet. Das bei der Planung vorgesehene, hinter dem Kühler angeordnete zweite Elektrofilter wurde aus Materialersparnis-

gründen weggelassen, erwies sich jedoch bei einem Restölgehalt des Schwelgases von mehr als 1 g/m^3 als notwendig.

Das aus dem Vergasungsschacht austretende Klargas geht über einen Abhitzeessel und einen Skrubber, wird dann mit dem Schwelgas vereinigt und ins Heizgasnetz geführt.

Betriebliche Entwicklung.

Die Schwachgasfabrik wurde bei der Werksplanung klein ausgelegt. In der Anfahrzeit sollten dem Heizgas Propan und Butan aus dem Hy-Abgasen zugesetzt werden. Für später war eine Erweiterung der Anlage vorgesehen.

Bei dieser Sachlage war besonders unangenehm, daß die Soll-Leistung der Schwachgasfabrik nicht erreicht werden konnte. Der Grund war auch hier ein zu hoher Widerstand in den Generatorschächten. Hervorgerufen wurde er durch Verkrustung und Verschlammung der im Unterteil der Schächte befindlichen Asche, die durch mit dem Blasewind aus den Sättigern mitgeführte Wassertröpfchen verursacht wurde.

Die Verwendung von Kohlensäure anstelle der H_2O -Dampfsättigung des Windes.

Die Verkrustung der Asche wurde durch den Ersatz des H_2O -Dampfes durch CO_2 , die bei der H_2O -Regeneration unserer Druckwasserwäsche reichlich anfällt, beseitigt.

Bei dieser Maßnahme war zunächst daran gedacht worden, den Gehalt der Kohlensäure an H_2 und CO nutzbringend anzuwenden und den in den Abhitzeesseln der Schwachgasgeneratoren anfallenden Dampf nicht für die Aufsättigung des Blasewindes zu benutzen, sondern für andere Zwecke zu gewinnen. Es stellte sich bald heraus, daß mit der Einführung der Kohlensäure die Verkrustung der ausgetragenen Asche fortfiel und der Widerstand in den Generatorschächten absank, sodass diese erheblich stärker belastet werden konnten.

Durch den CO_2 -Zusatz änderte sich die Zusammensetzung

des Schwachgases. Sein Heizwert blieb etwa gleich.

Analyse des Heizgases	schwere						
	CO ₂	KW	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	H _u
bei H ₂ O-Dampfsättigung des Windes:	4,4	0,3	31,5	15,9	1,9	45,4	1440
bei CO ₂ -Zusatz zum Wind:	6,3	0,3	38,6	8,3	1,6	45,1	1430

Die CO₂-Fahrweise bringt folgende Vorteile:

Die Leistung der Generatoren steigt um 35 %, d.h. um reichlich 18 000 nm³/h. Mit Hilfe dieser Schwachgasmenge können kohlenwasserstoffhaltige Abgase der Hydrierung, die vorher als Heizgas verwandt wurden, für die Spaltung freigemacht, dort zu Produktionswasserstoff umgewandelt und zur Steigerung der Treibstoffproduktion ausgenutzt werden. Die so erzielbare Produktionssteigerung beträgt 20 000 Jato Flugbenzin auf der Basis Braunkohle oder 35 000 Jato Flugbenzin auf der Basis Öl.

Der in Abtitzekesseln der Generatoren erzeugte Dampf wird in die Konvertierungsanlage geleitet und ersetzt dort 2,5 atü Fabrikdampf. Die Dampfmenge beträgt bei einer Schwachgasproduktion von 60 000 nm³/h 6 to/h.

Die Klargastemperatur kann tiefer, nämlich auf 670° statt 770° eingestellt werden. Die tiefere Einstellung wird dadurch ermöglicht, daß dem Wind beliebig viel CO₂ zugesetzt werden kann, während der H₂O-Dampf-Zusatz beschränkt war. Oberhalb der Sättigungstemperatur von 50° nämlich wurde der Feuchtigkeitsgehalt des Windes und damit die Verkrustung des Aschebettes zu stark. Die Senkung der Klargastemperatur ist gleichbedeutend mit einer Verbesserung der Wärmeausbeute und äußert sich in einem Rückgang des Brikettverbrauches. Eine weitere Einsparung an Briketts ergibt sich durch die Ausnützung des CO- und H₂-Gehaltes der Kohlensäure.

Je kg Brikett werden erzeugt:

Bei H ₂ O-Dampf Sättigung	2,40 nm ³	Schwachgas
bei Verwendung von CO ₂	2,55 nm ³	"

Die Brikettersparnis beträgt bei 60 000 nm³/h Gaserzeugung etwa 25 to/h.

Der Staub- und Ölgehalt des Heizgases

liegt mit 10 mg Staub/nm³ und 150 mg Öl/nm³ recht hoch und kann zu Störungen an den Verbrauchsstellen führen. Bemerkenswert ist die abscheidende Wirkung des Heizgasometers, der aus leitungs-

technischen Gründen leider nur für den an die Wassergasfabrik abgegebenen Schwachgasanteil ausgenutzt werden kann.

	am Eingang	am Ausgang des Gasometers
Ölgehalt	150 mg/nm ³	20 mg/nm ³
Staubgehalt	10 "	3 "

Eine Besserung wird erst nach dem Einbau des bei der Planung fortgelassenen 2. Ölfilters der Schwachgasanlage und von Desintegratoren eintreten.

Verschleiß der Tauchschürzen der Generatoren.

Die Tauchschürzen der Schwachgasgeneratoren unterliegen einem starken Verschleiß. Nach etwa 2-jähriger Betriebszeit mußten einige Schürzen ausgewechselt werden, weil an der Grenzfläche zwischen Tauchflüssigkeit und Gas Durchfressungen aufgetreten waren.

Diese Beschädigungen sind auf korrodierende Einflüsse und auf die erodierende Wirkung der Asche zurückzuführen. Dazu spielt die Beschaffenheit des Materials eine Rolle, das kein zu grobes Gefüge aufweisen darf. Die Korrosion scheint nicht in der wässrigen Zone zu erfolgen, da das Wasser der Tauchung alkalisch ist, mithin keine aggressive CO₂ enthalten kann. Vielmehr spricht der hohe Gehalt der Korrosionsprodukte an Fe₃O₄ für eine Umsetzung von Fe mit H₂O oder CO₂ im Gasraum. Diese Reaktionen beginnen bei Temperaturen oberhalb 250°, die dann leicht auftreten können, wenn die Asche zu heiß ausgetragen wird.

Als Abhilfe gegen den Verschleiß, der übrigens allgemein an Heizgasgeneratoren beobachtet wird, ist neben einer Verschärfung der Überwachung der Ascheaustragstemperaturen an eine Vergütung des Schürzenmaterials gedacht. Diese kann durch die sogenannte Izetierung - d.i. eine Härtung des Eisens durch Erhitzen auf 900° und Abschrecken mit anschließendem nochmaligen Anlassen auf etwa 550° und langsamen Erkaltenlassen - erfolgen.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

<u>Durchsätze</u>	<u>1943</u>	<u>1944</u>
Schwachgaserzeugung	48 100 nm ³ /h	60 000 nm ³ /h
mittl. Generatorenleistung	2 815	3 600 "

<u>Bezugszahlen</u>		
Schwachgas/Brikett	2 480 nm ³ /to	2 580 nm ³ /to
Teer /Brikett	4,8 %	4,8 %
H _u des Heizgases	1 444 WE/nm ³	1 430 WE nm ³

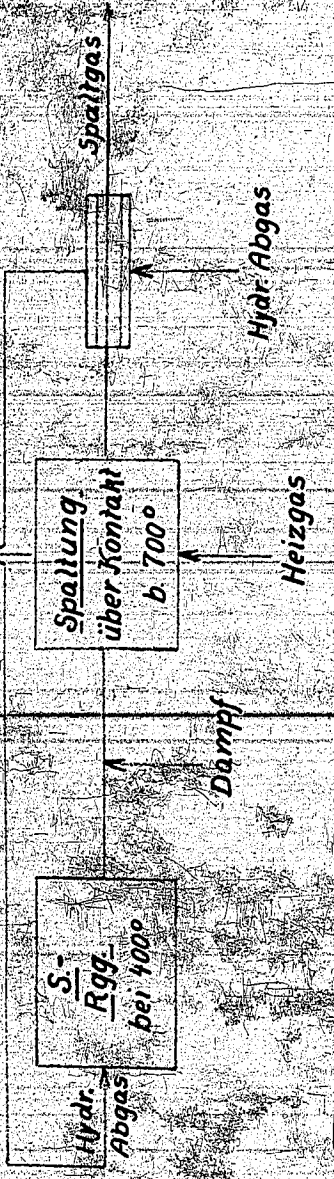
Hygas Spaltung.



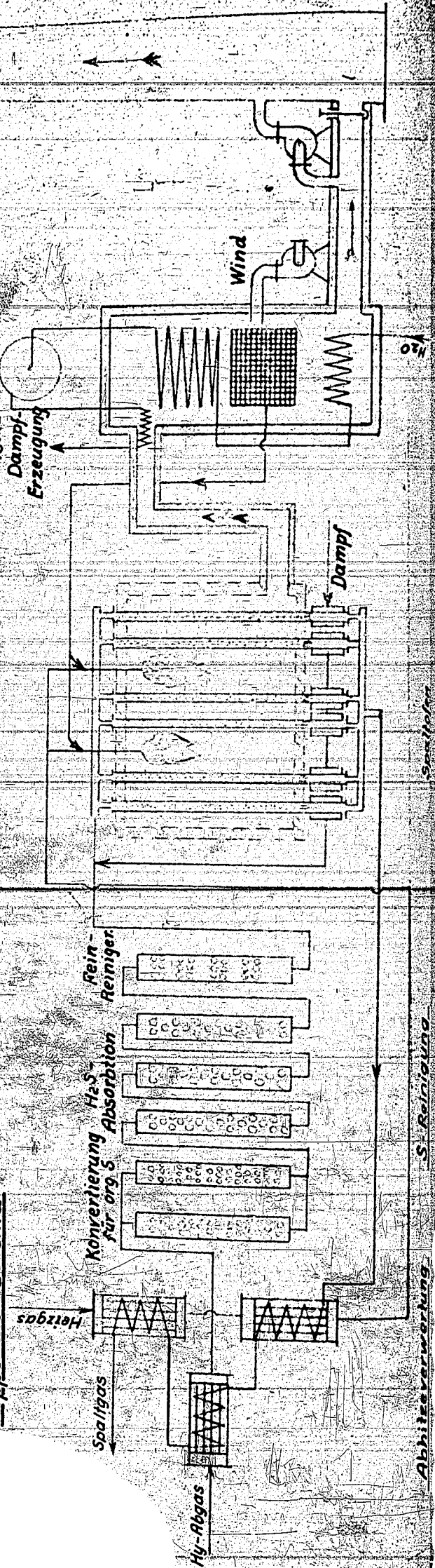
Abhitze-
Verwertung

Dampf-
Erzeugung

Prinzip.



Apparate-Schema.



Abhitze-
Verwertung

S. Reinigung

Spaltgas

H₂O

100000012

S p a l t a n l a g e
=====

Beschreibung des Verfahrens.

In der Spaltanlage werden die in den Hyabgasen enthaltenen Kohlenwasserstoffe mit H₂O-Dampf nach den Umsetzungsgleichungen:



zu CO₂, CO und H₂ umgewandelt.

Zur Kohlenwasserstoff-Umsetzung im genannten Sinne sind 2 Verfahren bekannt: Ein bei Temperaturen über 1000° ohne Kontakt und ein bei 600° - 700° mit Kontakt arbeitendes Verfahren. Unsere Spaltanlage arbeitet nach dem zweiten Verfahren, das von der I.G. L'Hafen ausgearbeitet wurde.

Der Spaltkontakt enthält als wirksamen Bestandteil Ni und ist schwefelempfindlich. Die zur Verarbeitung gelangenden Gase müssen deshalb weitgehend von Schwefel befreit werden.

Die Spaltreaktion ist endotherm, erfordert also die Zufuhr von Wärme. Diese erfolgt durch Wärmeregeneration und durch Gasbeheizung. Um das Spaltverfahren wirtschaftlich zu gestalten, muß für eine gute Wärmeausnutzung des heiß abziehenden Produktions- und Rauchgases gesorgt werden.

Die Spaltanlage umfaßt, diesen Erfordernissen entsprechend, eine Schwefelreinigungs-Apparatur für die zu spaltenden Ausgangsgase, beheizte Kontaktöfen und Apparaturen zur Abhitzeverwertung.

Die zu spaltenden Hygase werden im Wärmeaustausch mit dem aus den Spaltöfen heiß abziehenden Spaltgas auf etwa 420° hochgeheizt, zwecks Konvertierung des organischen Schwefels zu H₂S über Fe₂O₃-Kontakt, dann unter Beibehaltung der Temperatur über ZnO als H₂S-Absorbens und anschliessend über den sogenannten Feinreiniger, der wechselnde Schichten von Fe₂O₃ und ZnO enthält, geleitet.

Nach dem Zusatz von etwa 1,2 kg Dampf je m³ Hygas - 0,5 kg des Dampfes sind zur Umsetzung, 0,7 kg als Gleichgewichtsdampf erforderlich - wird das Hygas über den Spaltkontakt geführt.

Die erforderliche Umsetzungstemperatur liegt zwischen 650° und

700° und wird durch Außenbeheizung der mit Kontakt gefüllten Rohre mit Heizgas erreicht. Die Abhitze des Rauchgases wird zur Erzeugung von Dampf und zur Vorwärmung des Windes für die Heizgasbrenner ausgenützt.

Das Spaltgas verläßt mit einem CH_4 -Restgehalt von normalerweise 1 bis 2 % den Spaltkontakt und wird nach Wärmeabgabe an das ankommende Hy- und Heizgas zur Konvertierung geführt, wo sein Restdampfgehalt zur Umsetzung von CO zu H_2 ausgenützt wird.

Die Schwefelreinigung des Hygases.

Die

Voraussetzung für eine gute Umsetzung der Kohlenwasserstoffe zu H_2 und für eine ausreichende Lebensdauer des Spaltkontaktes ist eine weitgehende S-Reinigung des zu spaltenden Gases. Sein Schwefelgehalt soll bei Eintritt in den Spaltkontakt 5 mg/nm^3 nicht übersteigen.

Die in unserer Spaltanlage verwandten Hydrierungsabgase enthalten $50 - 100 \text{ mg/m}^3 \text{ H}_2\text{S}$ und etwa 50 mg/m^3 organischen Schwefel. Die von der Bamag gelieferte S-Reinigungsapparatur, bestehend aus mit Fe_2O_3 -Kontakt beschickten Konvertierungsöfen für den organischen Schwefel und nachgeschalteten H_2S -Reinigern mit ZnO als Absorbens genügte nicht. Die H_2S -Absorption war ausreichend, die Konvertierung des organischen Schwefels nicht. Es konnte nur eine Endreinheit von $10 - 20 \text{ mg/m}^3$ Schwefel erzielt werden.

Nach einer Reihe von Versuchen mit verschiedenen Kontaktsubstanzen erwies sich die Kombination von Fe_2O_3 als Konvertierungskontakt, ZnO als H_2S -Absorbens und Ni-haltigem Spaltkontakt als nachgeschaltetem Feinreiniger als besonders wirksam. Die Arbeitstemperatur liegt um 400° . Der als Feinreinigungskontakt benützt Ni-Kontakt scheint bei anschliessen der Verwendung als Spaltkontakt seine volle Wirksamkeit behalten zu haben.

Die Dampferzeugung in den Abhitzekeesseln.

Die Abhitzekeessel wurden zunächst mit einem vom Kraftwerk gelieferten permutitenthärten Weichwasser gespeist.

Analyse des Weichwassers

p	m	Cl	P ₂ O ₅	KMnO ₄ -Verbrauch	Salzgehalt
0,2	0,6	350	0,5	5	300 - 350 mg/l

Das Weichwasser führte zu einer starken Verschlammung der Kessel und Verteilerdüsen der Verdampferrohre, die nur durch ein kräftiges Abschlämmen in erträglichen Grenzen gehalten werden konnte. Die Entschlammung betrug bis 50 % der eingeführten Weichwassermenge. Um den mit dieser hohen Abschlammung verbundenen Wärmeverlust herabzumindern, wurde entöltes Fabrikcondensat als Speisewasser benützt.

Analyse des Fabrikcondensates.

p	m	Cl	CO ₂	O ₂	Phenole	Fe	KMnO ₄ -Verbr.	Salzgeh.
0,1	0,1	2	3,8	0,8	0,9	0,2	20	10 mg/l

Die Eisenaggressivität des Condensates, die durch die Anwesenheit von aggressiver CO₂ neben O₂ und Phenolen bedingt ist, wurde durch die Zugabe von NaOH in genügendem Maße herabgesetzt. Der NaOH-Zusatz erfolgt unmittelbar vor der Einspeisung des Condensates. Später soll die aggressive CO₂ schon im Kraftwerk, wahrscheinlich durch Zugabe von NH₃ gebunden werden, um eine Verunreinigung des Condensates durch Korrosion im Leitungsnetz auszuschliessen. Als weitere Vorsichtsmaßnahme soll das ankommende Condensat in der Spaltanlage filtriert werden.

Mit der Verwendung des Condensates konnte die Entschlammung der Kessel von 50 % auf 2 % ermäßigt werden, was einer Steigerung der Dampferzeugung um 15 - 20 % entsprach.

Eine weitere Erhöhung der Dampferzeugung um mehr als 25 % wurde durch den Einbau von Economisern in den Rauchgasweg erzielt.

Nach diesen beiden Verbesserungen ist die 18 atü-Dampferzeugung der Spaltanlage wertmässig dem 3,5 atü-Dampfverbrauch gleich.

Der Staubgehalt des Heizgases.

Wie schon in der Beschreibung der Heizgasfabrik gesagt wurde, enthält das Heizgas etwa 10 g/m³ Staub und 150 g/m³ Öl.

Die Verunreinigungen führen zu einer schnellen Verschmutzung der Heizgasvorwärmer der Spaltanlage, die nur nach Ausbau zu beseitigen ist. Der Ausbau muß etwa vierteljährlich vorgenommen

werden und führt jedesmal zu einer etwa eine Woche dauernden Abstellung des dazugehörigen Spaltofens mit einem entsprechenden Produktionsausfall. Eine Besserung wird erst nach Aufstellung von Apparaturen zur Heizgasfeinreinigung eintreten.

Preisvergleich zwischen Spaltgas und Wassergas.

Die Herstellungskosten für Wassergas und Spaltgas sind annähernd gleich. Sie betragen 2,82 Pfg/nm³ für den CO + H₂-Anteil des Wassergases und 2,60 Pfg/nm³ für CO + H₂ im Spaltgas, wenn man das eingesetzte Hygas mit 0,45 Pfg/1000 W.E. bewertet.

	Herstellungskosten für CO + H ₂ im Wassergas	CO + H ₂ im Spaltgas
Einsatzkosten incl. Energien	16,15 RM/1000 nm ³	21,74 RM/1000nm ³
Gutschriften für Nebenausbeuten -	2,27	- 2,23
Betriebskosten	3,33	1,66
Kapitaldienst	7,64	3,75
allgem. Unkosten	3,11	1,07
	<u>28,16 RM/1000 nm³</u>	<u>25,99 RM/1000 nm³</u>

Der Spaltgaspreis wird in erster Linie durch den Preis des Einsatzgases bestimmt.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

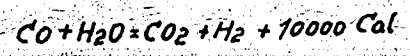
	1943	1944
Spaltgaserzeugung	33 600 nm ³ /h	40 000 nm ³ /h
Mittl. Spaltofenleistung	10 800 nm ³ /h	12 000 nm ³ /h

Bezugszahlen

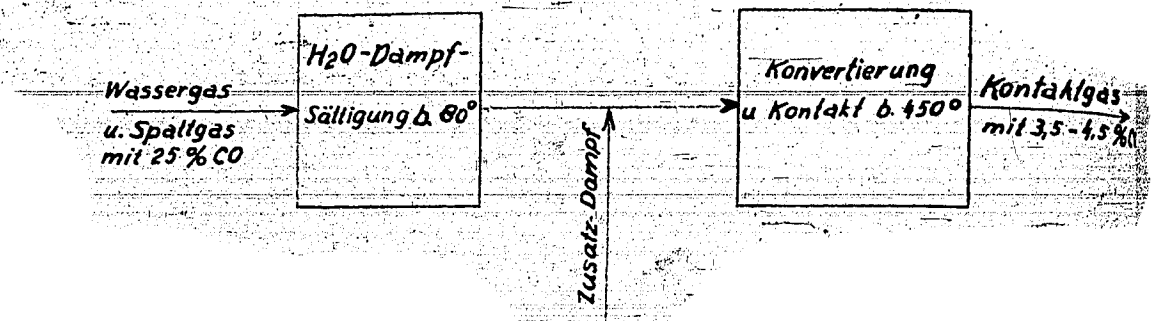
Spaltgas / Hygas	2,717	2,400
Heizgas / Spaltgas	902 WE/nm ³	850 WE nm ³ /h
3,5 atü Dampfverbrauch/Spaltgas	0,554 kg/nm ³	0,550 kg nm ³ /h
18 " Dampferzeugung/Spaltgas	0,320 kg/nm ³	0,450 kg nm ³ /h
CH ₄ im Spaltgas	2,7 %	1,5 %

100000047

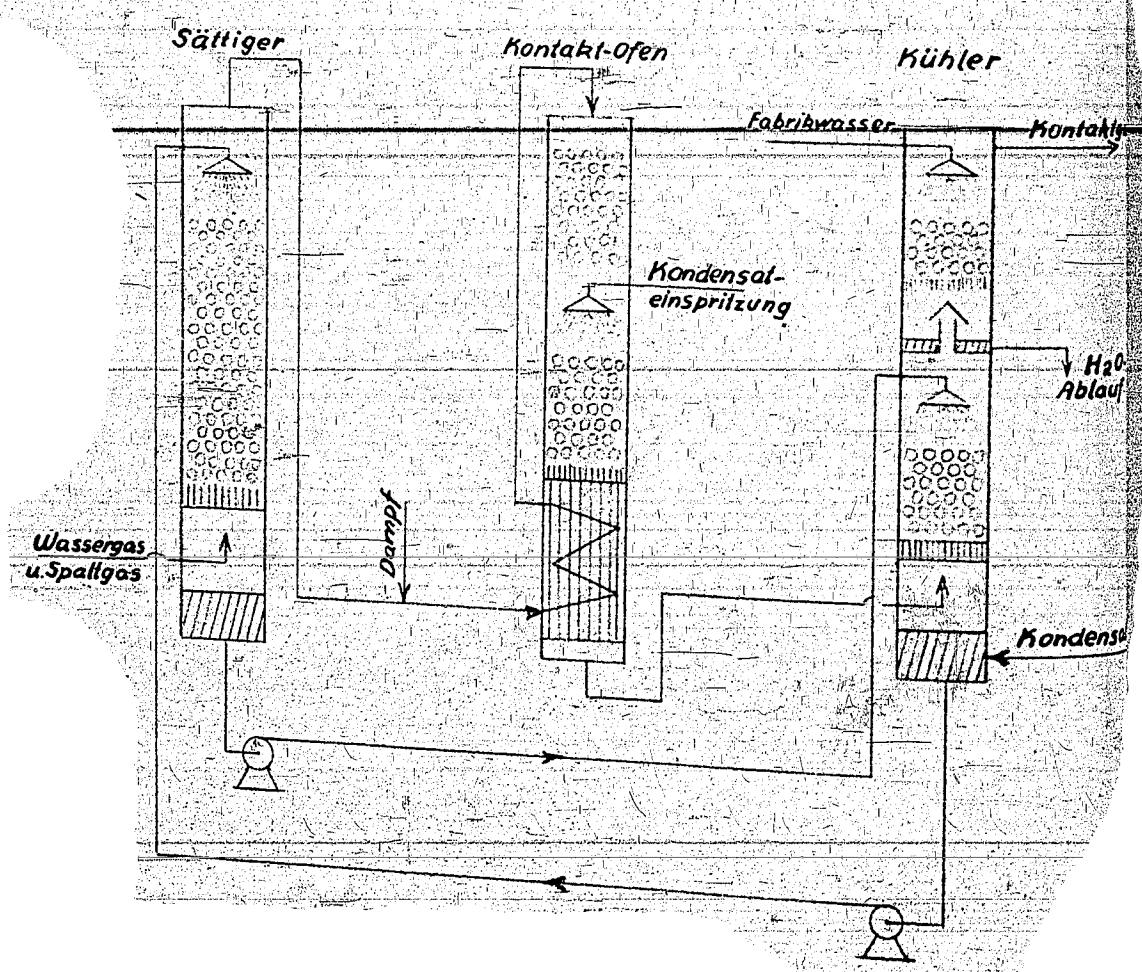
Konvertierung.



Prinzip

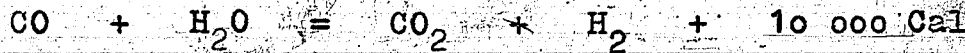


Apparate-Schema



K o n v e r t i e r u n g

In der Konvertierung wird das im Wassergas und Spaltgas enthaltene CO bis auf einen kleinen Rest mit H₂O-Dampf nach der Gleichung:



zu H₂ umgewandelt.

Die Umsetzung erfolgt bei etwa 450° unter Zuhilfenahme eines in der Hauptsache Eisen enthaltenden Kontaktes in Gegenwart von H₂O-Dampfüberschuß. Sie ist stark exotherm, sodaß die Anlage ohne Beheizung betrieben werden kann.

Der zur Umsetzung erforderliche H₂O-Dampf wird teils durch Aufsättigung des Eingangsgases, teils direkt zugegeben. Außerdem wird eine kleine Kondensatmenge, die gleichzeitig zur Temperatureinstellung dient, in den Kontakt eingespritzt.

Die Aufsättigung erfolgt in den Sättigern durch Berieselung des Eingangsgases mit heißem H₂O, das in den hinter den Kontaktöfen angeordneten Kühlern durch das heiß abziehende Kontaktgas erwärmt wird und zwischen den Sättigern und Kühlern einen Kreislauf beschreibt. Man bemüht sich, die H₂O-Temperatur möglichst hoch einzustellen und erreicht maximal 80°.

Weiterhin versucht man, zur Begünstigung der Aufsättigung den Gasdruck in den Sättigern tief zu halten, ist hierbei jedoch durch den Widerstand der Kontaktöfen behindert.

Eine weitere Möglichkeit zur Dampfersparnis besteht im Niedrighalten der Kontakttemperatur. Bei tiefer Temperatur nämlich ist zur Einstellung des $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$ -Gleichgewichtes ein geringerer H₂O-Dampfüberschuß erforderlich. Die Temperatur unserer Kontaktsysteme liegt um 420°.

Kapazität und Leistungssteigerung.

Die Konvertierung konnte um 30 % der Garantieleistung überlastet werden. Der Engpaß für eine noch weitergehende Durchsatzsteigerung liegt in der Druckleistung der Wassergasgebläse und der Belastbarkeit der den Konvertierungsöfen vorgeschalteten Sättiger-

apparatur.

Zur Überwindung dieser Engpässe soll das Spaltgas, das bisher am Sättigereingang mit dem Wassergas vereinigt wird, unter Umgehung der Sättigerapparatur getrennt in eine der 3 Konvertierungsöfen-Gruppen geführt werden.

Diese Schaltung bringt eine Mehrleistung, weil das Spaltgas mit einem höheren Druck, als die Wassergasgebläse leisten, anfällt. Hierdurch kann durch die mit Spaltgas beschickten Kontaktöfen mehr Gas gedrückt werden. Auch die mit Wassergas befahrenen Öfen können durch die Entlastung der Sättiger-Apparatur stärker belastet werden.

Insgesamt kann durch die Getrenntschtaltung eine Durchsatzsteigerung von 15 % erreicht werden. Zudem kann der CO-Gehalt des Kontaktgases durch eine weitergehende Konvertierung des Spaltgasanteiles von 4,5 auf 3,5 % erniedrigt werden. Dies führt zu einer willkommenen Entlastung unserer CO-Reinigung, in der dieser CO-Rest-Gehalt ausgewaschen wird.

Hervorzuheben ist, daß die mit Spaltgas beschickten Öfen bei einer CO-Umsetzung von nur 12 % autothern laufen.

Das Fehlen der Schwefelreinigungsapparatur.

Aufgrund des geringen S-Gehaltes der zur Wassergasherstellung verwandten Briketts aus rheinischer Braunkohle wurde auf eine S-Reinigung des Gases vor der Konvertierung verzichtet.

Der S-Gehalt des Wassergases lag mit 400 mg/nm^3 (300 mg H_2S und 100 mg organischer Schwefel) nur unwesentlich über den Werten der schwefelgereinigten Gase anderer Werke. Der Konvertierungskontakt verarbeitete diese Schwefelmenge leicht und klang im Laufe der bisherigen Betriebszeit von 3 Jahren kaum ab.

Nach den Erfahrungen der I.G. führen Schwankungen des S-Gehaltes durch Verschiebung des Reaktionsgleichgewichtes

$\text{FeS} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{H}_2\text{S}$ zu einer Auflockerung des Kontaktgefüges. Bei uns ändert sich der S-Gehalt mit jeder Verschiebung des Spaltgas-Wassergasverhältnisses,

weil das Spaltgas schwefelfrei ist. Durch die im Vorabschnitt beschriebene Getrennschaltung von Spaltgas und Wassergas fallen die Schwankungen des S-Gehaltes und die dadurch verursachte Gefährdung des Kontaktes fort.

Die Verschmutzung des Kontaktes durch Feststoffbestandteile.

Eine Voraussetzung für den störungsfreien Betrieb der Konvertierung ist die Verwendung rückstandsfreien Dampfes und Kondensates, um eine Verkrustung des Kontaktes zu vermeiden. Dampf und Kondensat sollen weniger als 5 mg/l Abdampfrückstand und weniger als 3 mg/l Cl enthalten.

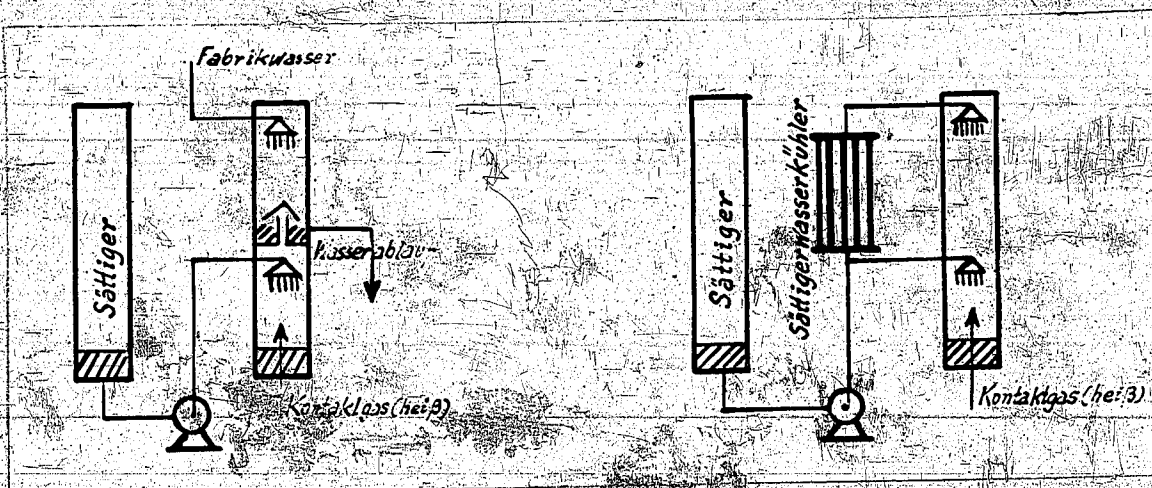
Die vorgeschriebenen Reinheitsbedingungen wurden bei uns immer innegehalten. Trotzdem zeigte sich bei einem nach dreijähriger Betriebszeit vorgenommenen Ausbau eines Kontaktsystemes eine erhebliche Verschmutzung der obersten Kontaktschicht.

Die Feststoffbestandteile stammten offensichtlich aus versprühtem Sättigerwasser, in dem durch die Verdampfung von laufend zugegebenem Kondensat eine Anreicherung von Feststoffbestandteilen eingetreten war. Die Zugabe von Kondensat war deshalb erforderlich, weil in den Sättigern mehr Wasser verdampfte, als in den Kühlern kondensiert wurde.

Durch Einbau eines Kühlers für das Sättiger-Kühlerkreislaufwasser kann der H₂O-Unterschuß vermieden und außerdem eine höhere Aufsättigung des Gases erreicht werden.

normale Schaltung

Schaltung nach Einbau des Kühlers



Bei normaler Schaltung wird das aus den Kontaktöfen heiß abziehende Kontaktgas durch etwa 60° warmes Sättigerwasser vorgekühlt und mit Fabrikwasser nachgekühlt. Das Kontaktgas tritt dann mit reichlich 60° vom unteren zum oberen Kühler- teil über und führt entsprechend seiner H₂O-Dampfsätti- gung Kondensat mit. Dieses wird im oberen Kühler- teil mit kaltem Fabrikwasser niedergeschlagen und geht mit dem Was- serablauf verloren.

Diese Kondensatverluste werden vermieden, wenn man das Sättigerwasser indirekt kühlt und oben auf den Kühler auf- gibt. Im Sättigerkreislauf reichern sich dann auch keine Feststoffbestandteile mehr an.

Diese Schaltung wurde mit einem vorübergehend zur Verfü- gung stehenden Kühler mehrere Wochen im Betrieb erprobt. Die Zugabe von frischem Kondensat war nicht erforderlich, es konnte sogar überschüssiges Kondensat abgelassen werden. Der Feststoffgehalt des Sättigerkreislaufwassers fiel unter die Werte für Fabrik Kondensat.

Wenn man einen Teil des Kreislaufwassers zum unteren Kühler- teil abzweigte, ließ sich eine um 2° höhere Sättigertempe- ratur (81° statt 79°) einstellen, die bei stärkerer Auf- sättigung des Gases zu einer Einsparung von direktem Dampf führte.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

Kontaktgaserzeugung	103 300 nm ³ /h	120 000 nm ³ /h
Mittl. Kontakt-Ofenbelastung (Eingangsgas)	7 000 nm ³ /h	7 200 nm ³ /h
<u>Bezugszahlen</u>		
CO im Eingangsgas	24,9 %	25,4 %
CO im Kontaktgas	4,1 %	4,4 %
Kontaktgas/Eingangsgas	1,202 m ³ /m ³	1,205 m ³ /m ³
Dampfzusatz m. Kontaktgas	0,187 kg nm ³ Kont.	0,220 kg nm ³ Kont.
Dampf im Spaltgas	0,118 " " gas	0,100 " " gas
verdampftes Sättigerwasser	0,274 " " "	0,250 " " "
Einspritz-Kondensat	0,015 " " "	0,020 " " "
	0,594 kg/nm ³	0,590 kg/nm ³
		Kont.

Schematische Darstellung der CO₂ Reinigung.

10000CO₂

Frischwasser

belüftest Wasser
in Fabrikwassernetz

Roh-Wasserstoff
mit 15-20% CO₂

Belüftung

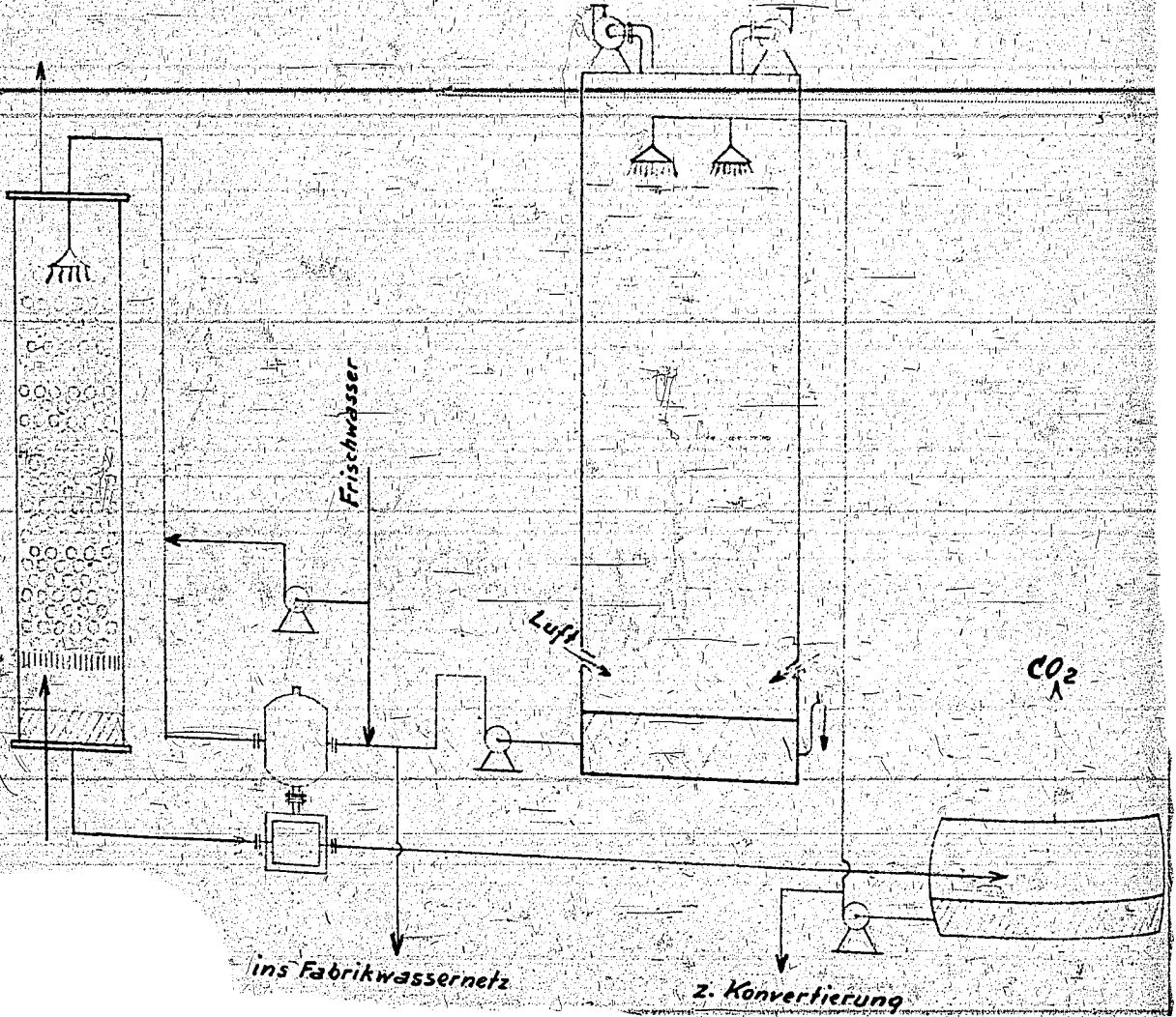
CO₂
Entgasung

CO₂ ins Schutzgas

Kontaktgas
mit 25% CO₂

Prinzip

Apparate-Schema



CO₂ - Reinigung

=====

In der CO₂-Reinigung wird die im Kontaktgas enthaltene Kohlen- säure bis auf einen geringen Restgehalt entfernt. Die Herausnahme erfolgt durch H₂O-Waschung bei etwa 28 atm.Druck.

Gleichzeitig mit der CO₂ wird der gesamte im Kontaktgas enthal- tene H₂S herausgelöst, dazu entsprechend ihrer Löslichkeit und ihrem Partialdruck H₂, CO, CH₄ und N₂. Alle gelösten Gase werden bei der Entspannung des Wassers frei. Die anzuwendende Waschw- sermenge wird durch die für das ausgewaschene Gas geforderte CO₂-Reinheit und den für die entspannte CO₂ zugelassenen Gehalt an brennbaren Gasen bestimmt. Sie wird so eingestellt, daß der CO₂-Gehalt des Rohwasserstoffes 1,5 bis 2 % und der CO + H₂-Ge- halt der CO₂ maximal 7,5 % beträgt. Das mit den ausgewaschenen Gasen beladene Waschwasser wird durch Turbinen, die zum Antrieb von Frischwasserpumpen dienen, entspannt. Bei der Entspannung werden etwa 80 % der gelösten CO₂, die Inertgase und der größte Teil des H₂S frei. Der Gehalt der entspannten CO₂ an H₂ und CO beträgt normalerweise 6 - 6,5 %, an H₂S etwa 500 mg/m³.

Das entspannte Waschwasser wird durch Belüften von dem restli- chen CO₂- und H₂S-Gehalt befreit und teils wieder für die CO₂- Waschung verwendet, teils ins Fabrikwassernetz gepumpt.

Die Wiederverwendung des belüfteten Wassers in den CO₂-Waschern dient zur Einbringung einer bestimmten O₂-Menge in den Rohwasser- stoff. Der O₂-Gehalt des Rohwasserstoffes stellt in der Kupfer- lauge der CO-Reinigung den gewünschten Gehalt an zweiwertigem Kupfer ein.

Da unser Fabrikwasser, das einer Brunnenanlage entnommen wird, mit 2-3 mg O₂/m³ zu wenig O₂ für den besagten Zweck enthält, ist der Zusatz des etwa 10 mg O₂ enthaltenden belüfteten Wassers notwendig. Das Mischungsverhältnis der beiden Wasser beträgt 1:1.

Kapazität der CO₂-Reinigung.

Sowohl die Wascher, wie auch die H₂O-Regenerations-Apparatur der CO₂-Wäsche reichen für die in der Gasfabrik und Spaltanlage herstellbare Gasmenge aus. Voraussetzung ist ein einwandfreier apparativer Zustand insbesondere der Wascher. Diese sind durch Algenwachstum auf den Füllkörpern gefährdet. Es kam hierdurch gelegentlich zu Verengungen, welche die Leistung einzelner Wascher bis auf die Hälfte der Sollbelastung absenkten.

Die Spülung der Wascher mit Cl-haltigem Wasser.

Für die Einhaltung der Vollproduktion des Werkes war unerlässlich, hiergegen eine Abhilfe zu finden. Da zentral für das gesamte Fabrikwassernetz vorgenommene Maßnahmen zu keiner befriedigenden Lösung führten, mußte das Algenwachstum in den Waschern selbst bekämpft werden. Nach anfänglichen Versuchen, die Algen nach dem Ausbau der Füllkörper zu entfernen, erwies sich eine Spülung mit gechlortem Wasser als wirkungsvoll.

Die Wascher werden hierzu mit Wasser gefüllt. Das Wasser wird bei einer Temperatur zwischen 25 - 30° unter Cl-Einleiten umgepumpt. Die Cl-Zugabe erfolgt etwa 2-stündlich stoßweise. Nach jeder Chlorung beträgt der Cl-Gehalt 100 bis 200 mg/ltr. und wird bis zum nächsten Cl-Stoß aufgebraucht. Insgesamt werden 50 - 80 kg Cl für eine Wascher-Spülung gebraucht, die durchschnittlich 1 - 2 Tage dauert. Die Algen lösen sich vollständig von den Füllkörpern ab und werden durch Entleeren und mehrfaches Nachspülen entfernt. Die gereinigten Wascher lassen sich wie neuwertige belasten.

Eine Möglichkeit zur Leistungssteigerung der Wascher besteht in der Anwendung größerer Füllkörper. So brachte der in einem Wascher versuchsweise vorgenommene Einbau von 80 mm statt 60 mm Tonringen bei unveränderter Auswaschung eine um etwa 15 % höhere Belastbarkeit.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

Stundendurchsätze

1943

1944

Kontaktgasdurchsatz	103 300 nm ³ /h	120 000 nm ³ /h
mittl. Wascherbelastung	15 700 "	17 000 "

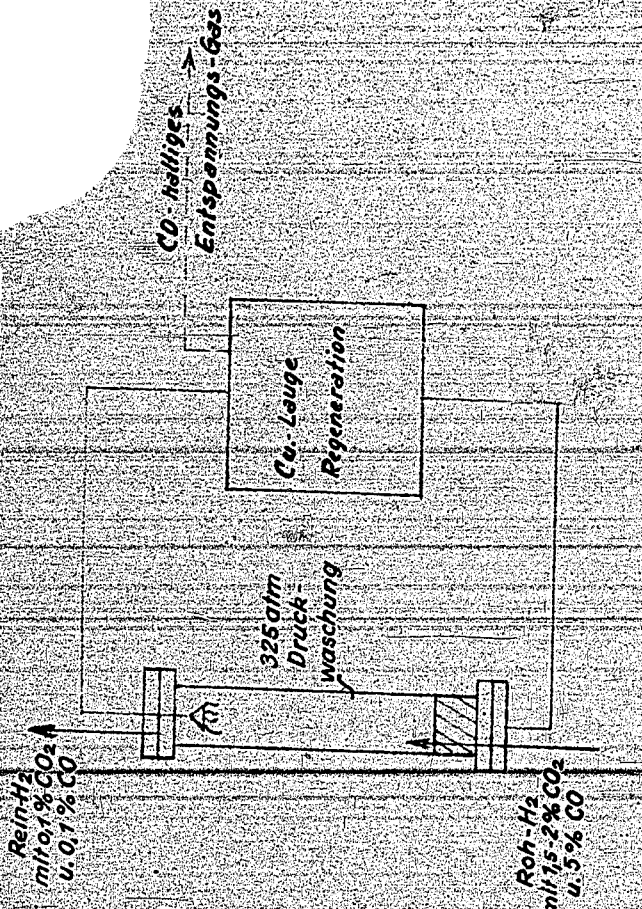
CO₂-Auswaschung

CO ₂ -Anfall Gasanfall in	23 600 nm ³ /h	26 000 nm ³ /h
H ₂ O gelöst	5 400 "	6 000 "
CO ₂ im Kontaktgas	27,4 %	26,8 %
CO ₂ im Rohwasserstoff	1,8 %	1,8 %
CO ₂ + H ₂ in Kohlensäure	7,1 %	7,1 %

Waschwasser

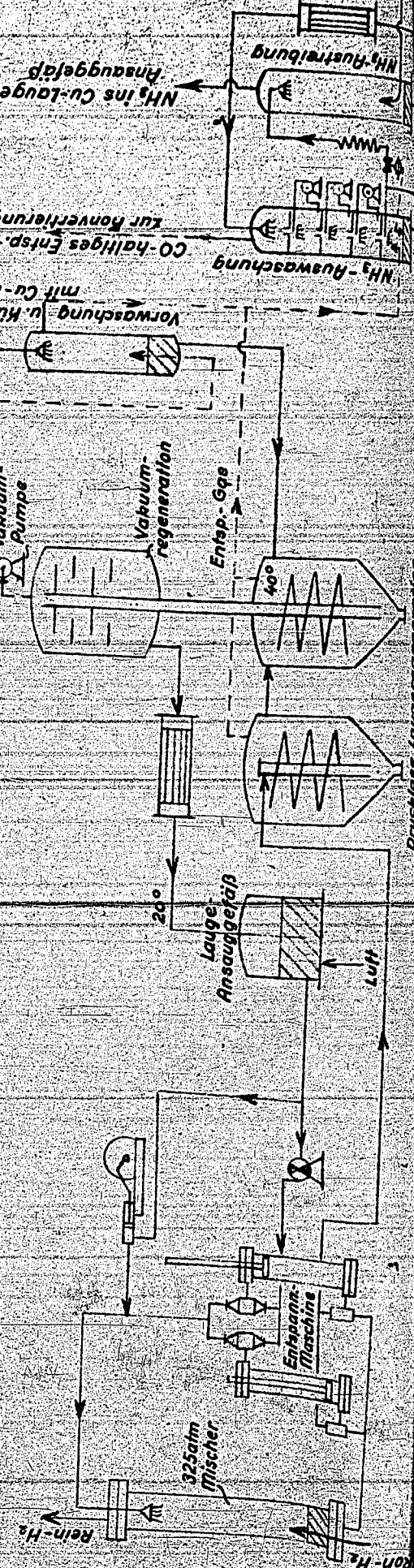
Wasserverbrauch	4 520 m ³ /h	4 800 m ³ /h
Anteile (Frischwasser	55 %	55 %
(Kreislaufwasser	45 %	45 %
Wasserverbrauch/100 nm ³		
Kontaktgas	44 m ³	42 m ³
Wassertemperatur	9° - 18°	8,5° - 15°

Schematische Darstellung der CO Reinigung:



Prinzip:

Apparate-Schemo:



Druck: 325atm

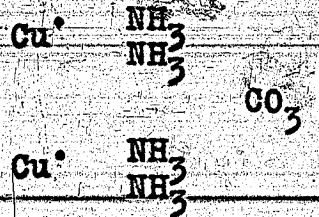
100000057

CO-Reinigung.

In der CO-Reinigung werden aus dem Rohwasserstoff die Restanteile CO und CO₂ bei einem Druck von 325 atü ausgewaschen. Als Waschflüssigkeit wird ammoniakalische Kupferlösung angewandt. Die gebrauchte Kupferlösung wird durch schwaches Erwärmen unter atmosphärischem Druck und Unterdruck regeneriert, gekühlt und wieder als Waschlösung verwendet. Die CO- und CO₂-haltigen ausgetriebenen Gase werden nach Auswaschung des mitgeführten NH₃ zur Konvertierung geführt. Die Entspannungsenergie der Lauge wird in den Entspannungsmaschinen mit nahezu 100 %iger Energieausbeute zum Einpumpen frischer Lauge in die Wascher ausgenutzt.

Die Kupferlauge.

Die Kupferlauge enthält Cu, NH₃ und CO₂. Ihr wirksamer Bestandteil ist der Komplex.



derpro Mol Cu 1 Mol CO binden kann.

Nur ein Teil des Kupfers ist komplex gebunden. Dieser Anteil steigt mit der NH₃-Konzentration. Man ist also bemüht, möglichst viel NH₃ in Lösung zu bringen. Da jedoch leicht Ammonbicarbonat ausfällt, darf nur soviel NH₃ zugesetzt werden, daß die Löslichkeitsgrenze von Ammonbicarbonat nicht überschritten wird.

Beim Erwärmen der CO-haltigen Kupferlauge wirkt das CO reduzierend. Es kommt hierbei leicht zur Ausscheidung von metallischem Kupfer. Um dieser entgegenzuwirken, muß die Lösung etwas zweiwertiges Kupfer enthalten. Da Cu⁺⁺ kein CO absorbiert, wird sein Gehalt niedrig gehalten.

Die diesen Anforderungen am besten gerecht werdende Kupferlösung hat folgende Zusammensetzung:

100000058

d. 20°	1,15		
Cu	12	Mol/10 ltr.	6,6 %
Cu	2	Mol/10 ltr.	1,1 %
NH ₃	0,480	Mol/100 cm ³	7,1 %
CO ₂	0,240	Mol/100 cm ³	9,2 %

Etwa 2/3 des Ammoniaks sind komplex, der Rest ist an CO₂ gebunden. Der kohlenoxydbindende Komplex ist farblos. Die blaue Farbe der Lösung rührt von zweiwertigem Kupfer her.

Theoretisch kann die Lösung das 27-fache ihres Volumens an Kohlenoxyd lösen. Das Lösungsvermögen wird im Betrieb maximal zu 2/3 ausgenutzt.

Die Herstellung frischer Kupferlauge

Die Methode zur Herstellung frischer Kupferlauge wurde vereinfacht. Bisher wurde über metallisches Kupfer unter gleichzeitigem Durchleiten von CO₂ und Luft NH₃-Wasser gepumpt. Die Lösung erwärmte sich stark. Hierbei traten erhebliche NH₃-Verluste ein. Der Vorgang erforderte eine gute Überwachung.

Die neue Methode besteht im Überleiten von Gebrauchs-Kupferlauge über das aufzulösende Kupfer. Der Lösevorgang verläuft, wenn auch langsam, so doch für die Betriebserfordernisse schnell genug und erfordert keine Wartung. NH₃-Verluste treten nicht auf.

Betriebliche Entwicklung.

Die Inbetriebnahme und der anschließende Betrieb der CO-Reinigung verliefen störungsfrei.

Vorübergehende Schwierigkeiten traten an den Packungen der Entspannungsmaschinen und Preßpumpen auf. Es war nicht möglich, die gebräuchlichen Chromlederpackungen zu beschaffen.

Von Ersatzstoffen bewährte sich Bunamaterial, mit dem nach einer Reihe von Versuchen gleiche Betriebszeiten wie mit Chromleder erreicht wurden.

Kapazität der CO-Reinigung.

Der Produktionsengpaß der CO-Reinigung liegt in den Hochdruckpumpen für die Wascherapparatur und im zugehörigen Leitungsnetz, in dem bei starker Belastung hohe Widerstände

auftreten.

Vereinfachung der Leitungsführung steigerten die umpumpbare Kupferlaugemenge von 240 m³/h auf 280 m³/h.

Mit dieser Laugemenge können 85 000 nm³/h Rohwasserstoff mit 5,5 % CO-Gehalt gereinigt werden. Bei einer Erniedrigung des CO-Gehaltes auf 4,5 %, wie sie bei der Getrenntschtung von Wassergas und Spaltgas in der Konvertierung erreicht wird, können in der CO-Reinigung etwa 100 000 nm³/h Rohwasserstoff ausgewaschen werden.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

<u>Stundendurchsätze</u>	<u>1943</u>	<u>1944</u>
Rohwasserstoffdurchsatz	74 100 nm ³ /h	86 000 nm ³ /h
Reinwasserstoffabgabe	67 500 "	78 000 "
davon 325 atm H ₂	23,5 %	28,5 %
700 atm H ₂	76,5 %	71,5 %
mittl. Wascherbelastung	16 800 nm ³ /h	17 500 nm ³ /h
<u>CO-Auswaschung</u>		
Anfall von CO-Rückgas	5 900 nm ³ /h	7 000 nm ³ /h
CO-Gehalt d. Rohwasserstoffes	5,4 %	6,0 %
CO-Gehalt d. Reinwasserst.	0,2 %	0,2 %
<u>Zusammensetzung des CO-Rückgases</u>		
CO	21,0 %	21,0 %
CO ₂	63,1 %	63,0 %
H ₂	13,8 %	14,0 %
NH ₃	3 mg/m ³	2 mg/m ³
<u>Cu-Lauge</u>		
Cu-Lauge-Umlauf	251 m ³ /h	255 m ³ /h
Laugeverbrauch/100 nm ³	3,7 m ³	3,2 m ³
Rein H ₂	20,5°	20,7°
Temperatur d. Frischlauge		
Regenerationstemperatur der Lauge	40,6°	39,5°
<u>Analyse der Lauge</u>		
Cu ₂ O mol/10 l Lauge	11,0	12,0
Cu ₂ O " " "	2,1	2,2
NH ₃ " 10 cm Lauge	0,488	0,490
CO ₂ " " "	0,248	0,250
Cu-Verluste (% der eingesetzten Menge)	1,83 %	1,3 %

Kompressoren und Nachschaltverdichter.

=====

Die Kompressoren sind mit 6 Stufen ausgestattet. In der 1. - 3. Stufe wird das Kontaktgas für die CO₂-Wäsche auf etwa 28 atü vorkomprimiert, in der 4. - 6. Stufe wird der die CO₂-Waschung verlassende Rohwasserstoff weiter auf 325 atü verdichtet.

Die Nachschaltverdichter sind einstufig. Sie komprimieren den Rein = Wasserstoff für die Sumpfphase von 325 auf 700 atü.

An den Kompressoren war eine Reihe von Verbesserungen notwendig, bis die Maschinen störungsfrei liefen. So wurden die zu lose eingezogenen, nur durch Federn gehaltenen Laufbüchsen der Hochdruckstufen fest eingeschrumpft. Ferner wurden Sicherungen gegen das Verdrehen der Kolbenringe in den Zylindern einiger Stufen angebracht. Die "Preßko"-Schleppsättel an den Kolben der 4. Stufe wurden gegen "Thermit" ausgewechselt. Durch diese Maßnahmen und zuverlässige Wartung ergab sich eine mittlere Betriebszeit der Kompressoren von 5 000 Betriebsstunden.

Die Nachschaltverdichter verursachten keine besonderen Schwierigkeiten. Als höchstzuverlässige Temperatur der Druckseite wurden 90° festgelegt. Diese Temperatur kann bei Einstellung eines zu hohen Differenzdruckes zwischen Saug- und Druckseite überschritten werden. Deshalb wurde als Druckseitedruck maximal der doppelte Saugseitedruck zugelassen.

Die Schmierung der Maschinen.

Bei den Probeläufen der Kompressoren und Nachschaltverdichter mit Luft wurde, um Explosionen durch hochverdichtete Luftölgemische zu vermeiden, zur Schmierung der Zylinder ein Heißdampfzylinderöl von 7,5° E/100° und einem Flammpunkt von 315° C angewandt. Bei dem späteren Betrieb wurde ein Kompressorenöl von 15 bis 20° E/50° C verwendet. Zylinder und Triebwerk erhielten das gleiche Öl. Der Ölverbrauch stellte sich mit 0,7 g/PSh = 3,8 kg/h je Kompressor und 6,5 g/PSh = 5,4 kg/h je Nachschaltverdichter ein. Die Hauptmenge des Öles findet sich nach der Schmierung in den Abstreifern der einzelnen Stufen der Kompressoren wieder und wird durch Zentrifugieren zu einem neuwertigen Öl regeneriert.

Dieses wird nach dem Ersatz der Fehlmenge durch Frischöl wieder verwendet.

Die Verluste eines Maschinen- und Zentrifugen-Durchlaufes betragen etwa 20 %. Mithin beträgt der wirkliche Ölverbrauch der Kompressoren nur 20 % des oben angegebenen Wertes, das sind bei 8 laufenden Maschinen 6 t im Monat. Dieser Schmierölverlust wurde durch Verbesserung der Ölabscheidung aus dem Abstreiferwasser etwa auf die Hälfte ermässigt. Die Ölabscheidung erfolgt durch Absitzenlassen der Wasser-Ölemulsion in 2 wechselweise als Auffang- oder Beruhigungsgefäß geschalteten 100 m³-Behältern bei einer Temperatur von 65° und einer Verweilzeit von 24 Stunden.

Erhöhung der Maschinenleistung.

In einigen Werken wurde die Leistung der Kompressoren und Nachschaltverdichter durch Aufbohren der Zylinder gesteigert. Auch für unsere Anlage ist diese Änderung geplant.

Bei den Kompressoren genügt die Abänderung der 4. - 6. Stufen, weil die 1. - 3. Stufen bei dem erheblich geringeren CO₂-Gehalt des Kontaktgases, als vorgeschätzt wurde, überdimensioniert sind.

Die Leistungssteigerung der Kompressoren wird etwa 20%, die der Nachschaltverdichter etwa 10 % betragen. Die Antriebsmotore der Maschinen nehmen diese Mehrbelastung auf.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse

<u>Kompressoren</u>	<u>1943</u>	<u>1944</u>
Durchgesetzte Kontaktmenge	103 100 nm ³ /h	120 000 nm ³ /h
Durchgesetzte Roh-Wasserstoffmenge	74 100 "	86 000 "
<u>Maschinenleistung</u>		
1.-3. Stufe	13 300 "	14 400 "
4.-6. Stufe	9 400 "	10 400 "
mittl. Betriebszeit	4 000 Std.	5 000 Std.
<u>Nachschaltverdichter</u>		
Durchgesetzte 700 atü-H ₂ Menge ²	51 000 nm ³ /h	55 000 nm ³ /h
Maschinenleistung	10 800 "	10 900 "

Die Inbetriebnahme der Hydrierung.

Die Inbetriebnahme der Hydrierung erfolgte in der Reihenfolge Schweröldestillation, Benzinphase, Kohlephase und verlief ohne bemerkenswerte Zwischenfälle.

Als Anfahröl standen 11 000 to estnisches Schieferöl von folgender Zusammensetzung zur Verfügung:

		Elementar- analyse	Siedeanalyse		
Dichte	1,012/20°	C	83,51 %	Siedebeginn	203° C
Wasser	Spuren	H	9,31 %	bis 250°	9 %
Festes	0,12 %	N	0,55 %	bis 300	28,5 %
Asche i. Fe.	7,5 %	S	0,71 %	bis 330	39 %
Asphalt	1 %	Cl	0,16 %	bis 340	44,4 %
Stockpunkt	+ 2				

Schweröldestillation

Aus diesem Öl wurden in unserer Sumpfphasedestillation die Mittelölanteile herausdestilliert. Da bei der Destillation von estnischem Schieferöl bei der I.G. Ludwigshafen Verkokungen aufgetreten waren, wurden zur Schonung des Vorheizers tiefe Temperaturen eingestellt und Destillationsrückstand im Kreislauf geführt. In die Kolonne wurde viel Dampf eingeblasen.

Nach Abschluß der Schieferöldestillation wurden die Vorheizerröhre der heißesten Gassen geöffnet und auf Verkokungsansätze kontrolliert. Sie erwiesen sich als völlig sauber. Die Destillationsbedingungen waren im Einzelnen:

Durchsatz: 18 to/h Schieferöl u. 20 to/h Rückstandkreislf.
 eingeblasener Dampf: 3,6 to/h = 200 kg to Einsatzprodukt

Heizgasverbrauch: 1650 m³/h = 150 000 WE/to " "

(H_u 1630)

Temperaturen:

	Ausgang des Vorheizers	340°
	Kolonnensumpf	285°
	Kolonnenkopf	206°
Kopfprodukt:	5 to /h	
	Dichte	0,915/20°
	Siedebeginn	185°
	- 200°	5 %
	- 250°	30 %
	- 300°	79 %
	- 325°	98 %
	Siedeende	330°

100000063

Sumpfprodukt:	19 to/h
Dichte	1,030 / 20°
Siedebeginn	335°
- 350	3,5°

So wurde das Schieferöl zu 3 000 to Mittelöl und 8 000 to Schweröl aufdestilliert. Das Mittelöl diente als Anfahröl für die Gasphase, das Schweröl als Anreiböl für die Sumpfphase. Beide Produkte ließen sich vollkommen störungsfrei verarbeiten.

Gasphase.

In der Gasphase wurde zunächst eine mit 5058-Kontakt gefüllte 2 Ofenkammer in Betrieb genommen. Da nur wenig Mittelöl zur Verfügung stand, wurde die Kammer in den ersten Wochen mit nur 3 bis 5 m³/h Einspritzprodukt betrieben. Die damit verbundene ruhige Arbeitsweise war zur Einarbeitung unserer Hochdruckbelegschaft gut geeignet.

Die Betriebsbedingungen waren im Einzelnen

Durchsatz

3 - 5 to/h Mittelöl (bei
15 m³ Kontaktraum d. Öfen)

Dichte	0,907/20°
Phenolgehalt	12 %
AP I	10,5
Siedeende	328°

Eingangsmenge:

40 000 nm³/h

H ₂ -Gehalt	88 %
Druck	300 atm.
Ka-Temperatur	

16,8 MV (334°) im ersten Ofen
16,5 MV (329°) im zweiten "

Ausbeute an Abstreiferprodukt:

94 %

Dichte	0,792/20°
AP I	66,5
Anteile	
-180	24,5 Gew. %
Siedeende	280°

Das Abstreiferprodukt wurde zunächst eingelagert und später zu Dieselöl und Ausgangsbenzin für die DHD-Anlage der I.G. Ludwigshafen aufdestilliert.

Sumpffphase

Einen Monat nach der Inbetriebnahme der Gasphase wurde die erste mit 3 Öfen ausgerüstete Kohlekammer in Betrieb gesetzt. Als Ausgangsprodukt diente rheinische Braunkohle mit dem Destillationsrückstand des estnischen Schieferöls als Anreibeöl.

Es wurden vorsichtige Betriebsbedingungen angewandt, wie geringe Kohlebrei- und Abschlammkonzentration, hoher Gasdurchgang und tiefe Temperaturen. Dazu wurde in den ersten Monaten zur Schonung der Maschinenstopfbüchsen ein beträchtlich unter dem zugelassenen Betriebsdruck von 700 atm. liegender Druck eingestellt. Aufgrund guter Vorversuchsergebnisse wurde dem Kohlebrei Schwefel zugesetzt und ein Teil des Abschlammes im Kreislauf geführt.

Im Einzelnen waren die Betriebsbedingungen:

<u>Durchsatz</u>	18 m ³ /h Kohlebrei incl. 20% Abschlammrückführung (bei 24 m ³ Reaktionsraum der Kammer)
Feststoffgehalt des Kohlebreies	23,0 %
Kontaktzusätze	6 % getrockneter Bayerschlamm (bez. auf Trockenkohle) und Schwefel

Eingangsgasmenge 26 000 nm³/h

H ₂ -Gehalt	77 %
Druck	460 atm
Kammertemperatur:	
Ofen 1	23,5 M.V.
" 2	23,5 M.V.
" 3	23,5 M.V.
Abbau der Kohle	99,1 %
Feststoffgehalt des Abschlammes	13 %
Asphalt i. Abschlammöl	17,5 %

Abstreiferprodukte

Dichte	0,920/20°
Mittelölanteil	
- 350	75 %
Dichte d. Mittelöles	0,912/20°
Phenolgehalt des Mittelöles	11,5 %
Anteil - 180	16,5 %

Das Kohleabstreiferprodukt wurde bei 340° abgeschnitten. Das Mittelöl wurde dem Einspritzprodukt der 5058-Kammer, der Destillationsrückstand, sowie die bald in der Abschlammeschleuderei und Schwelerei anfallenden Öle dem Anreibeöl für die Kohlebrei-

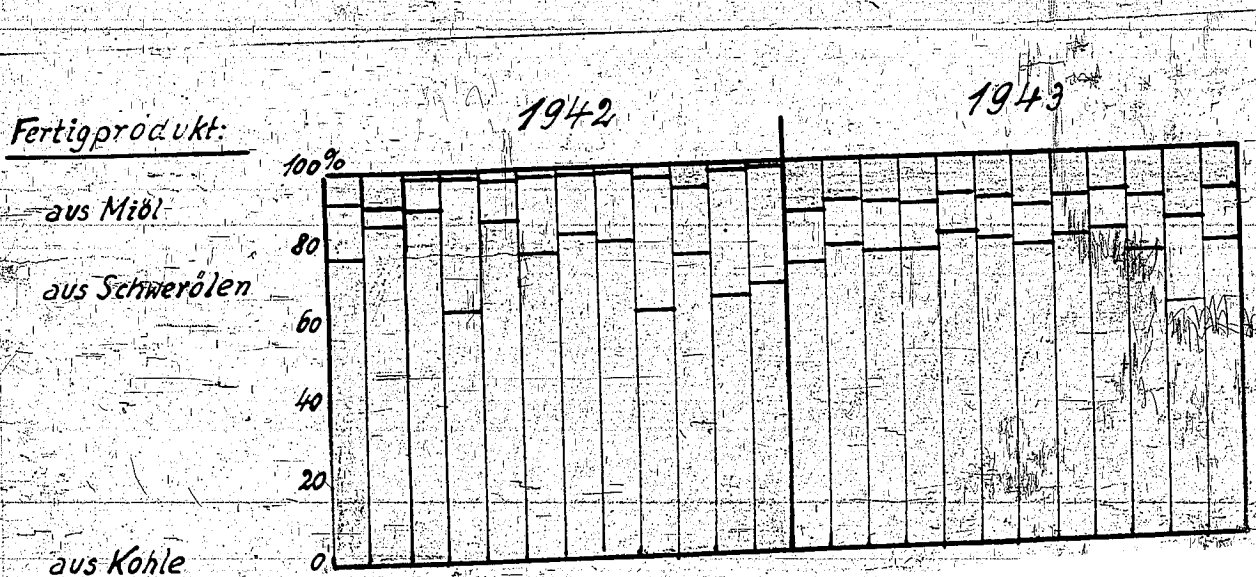
herstellung laufend zugesetzt. Der Übergang von estnischen Schieferöl auf eigene Ausgangsprodukte dauerte 2 Monate und vollzog sich sowohl in der Sumpfphase, wie auch in der Gasphase störungsfrei.

Ausgangsstoffe und Fertigprodukte der Hydrierung.

Als Ausgangsstoffe für unsere Fertigprodukte kamen rheinische Braunkohle und Fremddöle verschiedener Herkunft, wie Braunkohlenteer-, Steinkohlenteer- und Erdölprodukte zum Einsatz. 78 % unserer bisherigen Produkte stammen aus Kohle, die restlichen 22 % aus Ölen. Kohle und Öle mußten gemeinsam verarbeitet werden, da sowohl im Niederdruck, als auch im Hochdruck apparative Einrichtungen zur getrennten Verarbeitung fehlen. Die Zugabe der Fremddöle erfolgte teils zum Anreibeöl, teils zum Einspritzprodukt der Kohleabstreiferdestillation. Bei der Aufteilung spielten der Siedebereich, die Dichte, der Wasser- und Feststoffgehalt eine Rolle. Alle vom Wasser trennbaren und die Wassertrennung des Kohleabstreiferproduktes nicht störenden Produkte mit mehr als 20 % Mittelölgehalt wurden vor der Kohleabstreiferdestillation zugegeben. Die übrigen wurden dem Anreibeöl beigemischt.

Schwankungen in der Ölzufuhr wurden, soweit sie nicht im Tanklager aufgefangen werden konnten, durch Variieren der Fahrbedingungen ausgeglichen. Angewendet wurden hierzu: Änderung der Kammerbelastungen, der Kammertemperaturen, der Kohlebreikonzentration, des Kontaktzusatzes, schließlich als wirksamste, jedoch untern gebrauchte Maßnahme Verschiebung der Siedegrenze zwischen Mittelöl und Schweröl.

Folgende Darstellung zeigt die Aufteilung unserer Produktion nach Ausgangsprodukten von Januar 1942 - Dezember 1943.



100000067

Nahezu die Hälfte des Fremdöles war Mittelöl. Der überwie-
 gende Anteil hiervon mußte, da es sich nicht zur Zumischung
 zum Kohleabstreiferprodukt eignete, dem Anreiböl zugegeben
 werden. Die grüne Säule zeigt den in der Sumpphase zu
 Mittelöl umgewandelten Schwerölanteil. Die im November
 1943 und Juni 1944 erreichten Spitzenwerte von etwa 30 %
 Schwerölverarbeitung bezogen auf Kohle und Schweröl stellen
 etwa das Maximum der bei der augenblicklichen Bauart
 unserer Kohlekammern unter Einstellung eines Mittelöl-
 siedeendpunktes von 350° umsetzbaren Schwerölmenge dar.

Eigenschaften der rheinischen Braunkohle, die bei der
 Hydrierung ins Gewicht fallen.

Die rheinische Braunkohle läßt sich chemisch leicht nahezu
 quantitativ abbauen. Die entstandenen Oele sind jedoch
 schwer hydrierbar. Hierdurch wird der hohe Betriebsdruck
 der Sumpphase von 700 atm. notwendig gemacht.

Außerlich betrachtet fällt der hohe Gehalt der Kohle an
 lignitischer Substanz auf. Die Rohkohle macht geradezu
 den Eindruck, als ob sie mit verrotteten Baumstümpfen und
 Pflanzenfasern vermischt worden wäre.

Die demzufolge für die Hydrierung befürchteten Verarbei-
 tungsschwierigkeiten traten nicht ein. Bei richtiger Hand-
 habung der Grobsichtungs- und Feinsiebungs-Einrichtung
 der Kohletrocknungsanlage entsteht eine normal verarbeit-
 bare Hydrierkohle.

Analysen der Hydrierkohle

	Wassergehalt	7,5	%			
	Aschegehalt	6,0	%			
	Teergehalt (Fischerschwelung)	8,0	%			
<u>Elementaranalyse</u>				<u>Ascheanalyse</u>		
C	67,76	%		SiO ₂	2,0	%
H	5,1	%		Fe ₂ O ₃	22,5	%
O	25,3	%		Al ₂ O ₃	4,1	%
N	1,1	%		CaO	45,1	%
S	0,75	%		MgO	4,9	%
				SO ₃	20,1	%

Die rot unterstrichenen Werte fallen für die Hydrierung
 besonders ins Gewicht.

Der CaO-Gehalt

äußert sich in einer besonderen Neigung zur Bildung und Ausscheidung von CaCO_3 bei dem chemischen Abbau der Kohle. Die Ausscheidung erfolgt in Krusten oder kugeliger Form (sogenannter Kaviar) und führt zu mannigfachen Störungen.

Der O_2 -Gehalt

liegt mit 25 % sehr hoch und hat einen hohen H_2 -Verbrauch bei der Hydrierung zur Folge, da etwa $\frac{2}{3}$ des O_2 zu H_2O umgesetzt werden.

Der S-Gehalt

ist mit 0,75 % im Vergleich zur mitteldeutschen Hydrierbraunkohle sehr gering. Da auf die Kontaktwirkung des S bei der Hydrierung nicht verzichtet werden kann, ist die Zugabe von Fremdschwefel notwendig.

Fremdöle

Es kamen Schieferöl, Erdölrückstände, Steinkohleteerprodukte, wie Straßenteer und Öle von Mittelölcharakter, sowie Braunkohlenteerprodukte zum Einsatz, d.h. Öle von aliphatischem, naphthenischen und aromatischem Charakter. Hierdurch ergaben sich gewisse Schwankungen in der chemischen Zusammensetzung der erzeugten Produkte. Diese Unterschiede wurden durch den immer überwiegenden Braunkohleproduktanteil und die Wirkung der Gasphasenkontakte soweit ausgeglichen, daß sie bei den Verkaufsprodukten kaum in Erscheinung traten.

Verarbeitungsschwierigkeiten ernsterer Art traten nicht ein. Allein der Dauerzusatz großer Steinkohleteerproduktmengen machte gewisse Schwierigkeiten. So führte ein Hinausgehen über 5 % Straßenteerzusatz zum Anreibeöl bei unzureichendem Asphaltabbau zu Störungen in der Abschlammschwelei. Auch eine zu hohe Zugabe von Steinkohleteer-Mittelöl wirkte sich ungünstig aus. Als gelegentlich einige Tage lang mehr als 35 % dem Mittelöl aus der eigenen Produktion zugemischt wurden, ließ die Wirkung des Benzinierungskontaktes vorübergehend nach. Wahrscheinlich müßte man, um eine Dauerzugabe dieses Ausmaßes zu ermöglichen, das Mittelöl tiefer, etwa bei 330° statt 350° abschneiden.

100000069

Verkaufsprodukte

An Fertigprodukten wurden hergestellt:

- ein normales Dieselöl,
- ein Dieselöl für die Marine,
- ein kältefestes Dieselöl für den Winterfeldzug in Rußland,
- ein Ausgangsbenzin für die DHD-Anlage der I.G. Ludwigshafen, das nur die Vorhydrierung durchlaufen hatte,
- ein normales Flugbenzin,
- ein normales Treibgas
- ein sogenanntes Flumo-Treibgas, das zum Einfahren von Flugmotoren diente.

Lieferbedingungen für die Produkte:

Normales Dieselöl

d/15°	0,800 - 0,885
Viskosität	1,1 - 2,6 E/20°
Stockpunkt	
(Sommer nicht über	- 10°C
(Winter nicht über	- 20°C
Flammpunkt nicht unter	21°C
Cetanzahl mögl. nicht unter	35

Marinedieselöl

d/15°	0,840 - 0,870
Viskosität	1,2 - 2,6 E/20°
Beginn der Paraffinausscheidung	± 0°C
Flammpunkt nicht unter	± 55°C
Cetanzahl nicht unter	35

Dieselöl (Rußlandqualität)

Viskosität nicht unter	1,1 E 20°
Paraffinausscheidung unter	- 30°
Stockpunkt unter	- 35°
Flammpunkt über	21°

Benzin für die DHD-Anlage

Siedeende	165°
-----------	------

Flugmotorenbenzin

d/15°	0,725 - 0,750
Siedebeginn nicht unter	40°C
mind. 10 Vol. %	70°
50 " %	100°
90 " %	145°
Siedeende unter	165°
Dampfdruck höchstens	0,5 bei 37,8°C
AP I höchstens	52°C
Klopfestigkeit	
O.Z. (Motormethode) mind.	70
mit 0,09 Vol. % BTA "	87

100000070

Überladbarkeit: Die Überladekurve des Kraftstoffes mit 0,120 Vol.% BTA Zusatz muß bei der Prüfung in einem vom RIM-GL/A-M II zugelassenen Kraftstoff-Überladepfprüfmotor mindestens oberhalb der am Versuchstage gefahrenen Eich-B4 Überladekurve im Bereich der Luftüberschüßzahlen $1 = 0,75 - 1,3$ liegen.

Normales Treibgas

Dampfdruck

1.4. - 31.8.	mindestens	0,7 atü	bei + 0°C
	höchstens	16,7 "	+ 40°C
1.9. - 31.3.	mindestens	1,5 "	- 15°C
	höchstens	16,7 "	+ 40°C
H ₂ S	nicht über	0,2 mg/m ³	
org.S	" "	250 "	
Elementarer S		negativ	
Mercaptane (Dokortest)		"	
NH ₃		"	

Flumo-Treibgas

C	70 - 80 Gew. %
C ₄	20 - 30 " %
C ₂	
andere Kohlenwasserstoffe	max. 5%
Dampfdruck	nicht über 2 atü/0°C
sonstige Bedingungen wie für normales Treibgas	

Die vorgeschriebenen Bedingungen wurden bei allen Produkten erfüllt. ~~Allein die Winterqualität für das Rußland-Dieselöl konnte nicht ganz eingestellt werden. Der für die Paraffinauscheidung festgesetzte Temperaturpunkt wurde um einige Grade überschritten.~~

Stähle der Hydrirung

Marke	Legierungsart	Behandlungszustand	Analyse					VIG Qualitäten				Mind. Dauersandfest. kg/mm² bei °C x	Wärmebehandlung									
			C	Mn	Si	Cr	W	Mo	V	Festigkeit kg/mm²	Min. Streckgrenze ink/mm² bei °C		Min. Dehnung l-gsd %	Kerbzähigkeit mg/cm²	Schmieden	Glühen	Harthen	Kühlmittel	Anlassen			
S1	C	normal	0,28-0,34	0,60-0,80	0,020-0,035								22	>6	50-60	27	27	1050-850	700	870	Luft	600-650
S2	C		0,16-0,25	0,45-0,60	0,020-0,035								26	>10	40-48			1100-850	690	900		600-650
S3	Cr		0,20-0,25	0,85-0,95	max 0,30	0,30-0,50							24	<8	50-60	30	30	1100-850	690	850		600-650
S3K	C		0,18-0,25	0,10-0,30	0,20-0,40								24	<6	50-60	30	30	1100-850	650-700	850		600-650
S3H	Cr		0,23-0,28	0,85-0,95	max 0,30	0,30-0,50							26	<6	50-60	30	30	1150-800	650-700	850		600-650
S3HK	C												24	<6	50-60	30	30	1050-800	650-700	850		600-650
M1	CrMo	ölvorg.	0,20-0,30	0,40-0,60	0,25-0,35	2,50-3,00			0,20-0,25				15	>4	65-77	45-35	35	1100-850	700-750	900-950		650-700
M5	CrMo	luftvorg.	max 0,12	0,30-0,50	0,20-0,40				0,20-0,30				22lg	Hochlage	50-60	30	30	1050-850	750	900-950		700-750
M5A	CrV		0,40-0,60	0,25-0,35					0,10-0,20				22lg	>10	50-60	(25)	25	1100-850	750	980-1000	Luft / Öl	700-750
M5B	Cr		0,30-0,50						0,10-0,20				22lg	Hochlage	50-60	30	30	1050-850	750	920-950		700-750
M5C	CrV		0,15-0,20						0,10-0,20				20-17-18	-8-6	50-60	30-35	35	1100-850	750	980-1000		700-750
M6	CrMoV	ölvorg.				mind 55			0,25-0,35				16	Hochlage	60-75	35	35	1100-900	700-720	950-970	Luft	800-750
M6A	CrMoV		0,30-0,40			2,50-3,00			0,25-0,35				16	-8	65-80	45	45	1100-900	700-720	950-970		800-750
M6B	CrV		0,20-0,25	0,80-0,80					0,25-0,35				16	-8/15qu	70-85	50	50	1100-900	700-720	950-970		800-750
M6V	CrMoV	ölvorg. luftvorg.	0,18-0,23	0,40-0,60					0,40-0,60				16	10,6-85	80-95	50	50	1050-850		1000-1030		650-600
M6V	CrMoV	ölvorg. luftvorg.	0,19-0,24			3,00-3,50			0,20-0,30				16	10,6-85	80-95	50	50	1050-850		1000-1030		650-600
M7	CrMoV	ölvorg. luftvorg.	0,30-0,40			2,50-3,00			0,35-0,45				14	10,6-85	80-95	50	50	1100-900	700-710	1020-1050	Öl oder Luft	650-600
M7A	CrMoV	ölvorg. luftvorg.							0,20-0,30				14	10,6-85	80-95	50	50	1100-900	700-710	1020-1050		650-600
M7C	Cr	Wasservorg.	0,25-0,33	1,00-1,30	0,50-0,8	1,00-1,30			0,20-0,30				16lg, 18qu	>7lg-6qu	70-80	50	50	1050-850	700-720	830-850	Wasser	620-600
M7CV	Cr	vergütet	0,2			1,0			0,2				17	8	70-85	50	38	1050-850	700-730	950	Öl	600-650
M7MS	MnSi		0,35	1,2	1								16	6	70-85	50	30	1050-850	700-730	950	Öl	600-650
M7P	Cr-Mo	ölvorg.	0,23-0,28	0,80-0,90	max 0,40	0,90-1,10			0,20-0,25				15	Hochl.	60-70	38	38	1100-850	700-730	920	Öl oder Luft	600-650
M7A	Cr					0,60-0,80							15		60-70	38	38	1100-850	700-730	920		600-650
M7M	Mn	vergütet				1,2-1,5	0,4						18		55-60	4,0	4,0	1100-850	700-720	920		600-650
M7K	CrMo	Wasser	0,25-0,30	0,50-0,70	0,20-0,30	0,80-1,0	1,2		0,14-0,20				16	-8	70-80	5,0	5,0	1100-850	700-720	920	Öl	600-650
M7CV	Cr	vergütet	0,2	0,7		1,2							17	8	70-80	5,0	5,0	1100-850	700-720	920	Wasser	640-600
M7MS	MnSi		0,33-0,40	1,1-1,6	1,1-1,6								14	6	80-90	6,0	4,5	1100-850	680-720	850	Öl	620
M7S	CrMoV	Wasser Öl	0,20-0,25	0,60-0,80	0,25-0,40	1,3-1,6			0,50-0,60				16	-8	80-95	6,5	5,0	1100-900	700-750	980-1000	Öl oder Wasser	650-600
M7	CrMn	vergütet	0,4-0,5			1,5			0,2				14	6	90	6,0	4,5	1050-850	700-720	950	Öl	600-650
M7	CrMn	vergütet	0,3	1,0	1,5				0,2				16	8-6	80-95	6,0	4,0	1050-850	700-720	1000-1030	Öl oder Luft	660-600

5 x 10⁻³ % Si in der 25.35 Belastungslunde

Hochdruck 325 atü

Übersicht über die Verwendbarkeit der Werkstoffe

Temp-Stufe	Prod-Temperatur °C	Nennweite	Verwendbare Werkstoffe für						
			Rohre	Formstücke	Blind-flansche	Gewinde flansche	Schrauben	Muttern	Linsen
I	0 - 200	6 - 16	St 45.29	S2	S2	S1	S3	S3	S2
		16 - 160 200	St 35.29				K4MS K1 K1MS		
II jetzt (200 - 400°C)	200 - 400	6 - 200	N8A	N8A	N8A	K4MS K1 K1MS	K4MS K1 K1V K1CV K1MS	S3	N5A
II bisher (200 - 480°C)	200 - 480	6 - 200	N8	N8	N8	K3 K3CV	K3 K3CV	S3	N5
III jetzt (400 - 510°C)	400 - 510	6 - 200	N9	N9	N9	K3CV	K3CV	S3	N5A
		6 - 45	N8	N8	N8	K3 K3CV	K3 K3CV	S3	N5
III bisher (480 - 510°C)	480 - 510	58 - 200	N8V N10	N8V N10	N8V N10	K3 K3CV K5	K3 K3CV K5 K5V	K1MS K3 K1V	N8 N8A

Hochdruck 700 atü

Übersicht über die Verwendbarkeit der Werkstoffe

Temp.- Stufe	Prod.- Temperatur °C	Nennweite	Verwendbare Werkstoffe für								
			Rohre	Formstücke	Blind- flansche	Gewinde- flansche	Schrauben	Muttern	Linse		
II jetzt (200-400°C)	0 - 200	6 - 16		S3	S1	S3	S3	S3	S3	S3	S3
		24 - 160 außer 135	K2M	K4MS	K4MS	K1	K1CV	K1CV	K1CV	S3	S3
		135	K2	K1MS	K1	K1MS	K4MS	K6	K1CV	K1CV	S3
II jetzt (200-400°C)	200 - 400	6 - 45									
		58 - 160 außer 135	N8A	N8A	K4MS	K1	K1V	K1V	K1V	S3	N5A
		135			K4MS	K3	K4MS	K6	K1CV	K1CV	N8
II bisher (200-420°C)	200 - 420	6 - 160	N8	N8	K3	K3CV	K3	K3CV	K3CV	S3	N8A
		24 - 45	N9	N9	K3CV	K5	K5V	K5V	K5V	S3	N5A
		58 - 160	N8V	N8V	K7	K7V	K7V	K7V	K7V	K1MS	N8
III jetzt (400 - 510°C)	400 - 510	6 - 16	N9	N9	N9	N9	N9	N9	N9	S3	N5A
		24 - 45	N10	N8V	N8V	N8V	N8V	N8V	N8V	K3	N8
		58 - 160	N9	N10	N10	N10	N10	N10	N10	K3	N8A
III bisher (400-510°C)	420 - 510	6 - 160	N10W	N10	N10	N10	N10	N10	N10	K3	N8A

1000000

Werkstoff-Übersicht für Hochdruck 325 u. 700 atü

Betriebs- druck atü	Temp. Stufe	Prod - Temperatur °C	Nennweite	Rohre	Form- stücke	Gegenstand						
						Blind- flansche	Gewinde- flansche	Schrauben	Muttern	Linsen		
325	I	0 - 200	6 - 10	St 45.29	S2	S2	S1	S3	S3	S2		
			16 - 160	St 35.29	"	"	"	"	"	"	"	
			200	"	"	"	"	"	"	"	"	
700	II	200 - 400	6 - 200	N8A	N8A	N8A	K4MS	K4MS	S3	N5A		
			6 - 200	N9	N9	N9	K3CV	K3CV	S3	N5A		
			6 - 16	K2M	S3	S3	S1	S3	S2	S2		
700	III	400 - 510	6 - 16	"	"	"	"	"	"	"		
			24 - 160	"	"	"	"	"	"	"		
			6 - 160	N8A	N8A	N8A	K4MS	K4MS	S3	N5A		
700	III	400 - 510	6 - 16	N9	N9	N9	K3CV	K3CV	S3	N5A		
			24 - 45	N10	"	"	"	"	"	"		
			58 - 160	"	"	"	"	"	"	"		

Rh 7704
E143 1004

Die Stähle der Hydrierung.

Die großtechnische Durchführung des Hochdruckhydrierverfahrens ist ohne das Vorhandensein geeigneter Stähle für die Hochdruckapparaturen nicht denkbar. Die Stähle müssen wegen der hohen Druckbeanspruchung sehr fest sein, schon allein damit die Apparaturen nicht zu schwer und unhandlich werden. Sie müssen ferner beständig gegen H_2 und die korrodierenden Einflüsse der Produkte der Hydrierung, besonders des in ihnen enthaltenen Schwefelwasserstoffes sein. Da sie größtenteils hohen Temperaturen ausgesetzt sind, müssen sie die besagten Eigenschaften auch in den in Frage kommenden Temperaturgebieten besitzen.

Diesen hohen Anforderungen sind nur legierte Stähle, die durch Wärmebehandlung vergütet wurden, gewachsen. Besonders geeignet sind V₂A-Stähle, die hohe Ni- und Cr-Zusätze bis über 25 % enthalten. Der Mangel an diesen Legierungsbestandteilen zwang zur Entwicklung von Stählen mit geringen Fremdmetallzusätzen. Es ist das Verdienst der I.G. Farbenindustrie, solche Ausweichstähle geschaffen zu haben, die bei einem Gehalt an Sparmetallen von wenigen Prozenten der hohen Beanspruchung der Hochdruckhydrierung gewachsen sind. Durch die Wärmebehandlung erhalten die Stähle ein Gefüge, das ihnen große mechanische Festigkeit und Widerstandsfähigkeit gegen chemische Einflüsse verleiht. Die Behandlung besteht im längeren Glühen im austenitischen Gebiet, Abschrecken und kurzen Anlassen. Die Glühung und das Abschrecken machen die Stähle hart, jedoch auch spröde. Durch das Anlassen wird unter annähernder Beibehaltung der Härte die Sprödigkeit wieder teilweise aufgehoben. Die Stähle erhalten hierdurch eine für die Betriebssicherheit ausreichende Zähigkeit.

Die beigefügten tabellarischen Zusammenstellungen geben eine Übersicht über die bisher entwickelten Stähle und ihre Aufteilung für die einzelnen betrieblichen Zwecke. Eine zusammenfassende Aufstellung zeigt die zeitliche Entwicklung der Stähle, ihre Zusammensetzung, Festigkeitseigenschaften, die Methoden zu ihrer Prüfung, sowie die Art der Wärmebehandlung.

Hier sind zunächst die Stähle zu nennen, die für die kalten Apparaturteile der anfänglich mit 200 at betriebenen Hochdruckapparaturen verwendet wurden. Es sind normale Kohlenstoff-Stähle, teilweise mit einem geringen Cr-Zusatz. Für die heißen Apparaturteile entwickelte man s.Zt. die N1 bis N8-Stähle. N1 ist der Standardstahl für die Hochdruckhohlkörper. Von den übrigen wird heute vor allen Dingen N8 für heiße Leitungen verwendet. Das Hauptmerkmal dieser Stähle ist ihr Cr-Gehalt, der ungefähr 3 % beträgt. Von sonstigen Zusätzen sind Molybdän und Vanadin, die in Mengen von 0,5 % zugegeben werden, hervorzuheben. Diese Stähle haben den Vorteil, daß eine örtliche Vergütung nach dem Schweißen ausreicht, während die später entwickelten Stähle im Glühofen vergütet werden müssen.

Nach der Einführung des höheren Druckes von 700 atm reichten die Festigkeitseigenschaften der S-Stähle für kalte Leitungen nicht mehr aus. Man brauchte Stähle, die eine Brinellhärte von 70 bis 80 statt bisher 50 und 60 hatten. Solche Stähle wurden unter der Bezeichnung K-Stähle geschaffen. Sie unterscheiden sich von den S-Stählen durch einen Cr-Gehalt von etwa 1% und einen geringen Mo-Zusatz.

Für die heißen 700 at-Apparaturteile schuf man die N8A bis N10- und einige K-Stähle, von denen K5 und K7 hervorzuheben sind. Alle diese Stähle enthalten Vd. Kennzeichnend ist weiter der etwas erhöhte C-Gehalt der K-Stähle.

Der höchstentwickelte Stahl für hohe Temperaturen ist der N10-Stahl mit einer Dauerstandfestigkeit von 16 bei 550°. Er wird für die meistbeanspruchten Rohrleitungen und Formstücke der 700 atm. Apparaturen, besonders für die heißen Vorheizrohre verwendet.

Der Mangel an Wolfram und Molybdän zwang zur Herstellung von Ersatzstählen, wie der N8A, N8V, N9, K10V, K30V-Stähle. In diesen wurden die Zusätze von Vd und Mn erhöht.

Da auch die Chromzuteilung knapp wurde, setzte man in neuester Zeit unter Verringerung des Cr-Anteiles Si zu. So entstanden die 700 at-Stähle K1MS und K4MS. Alle letztgenannten Stähle werden unter normalen Verhältnissen nicht angewendet werden.

100000077

Die beigelegten Übersichten über die Verwendbarkeit der Werkstoffe für die einzelnen Apparaturen des Hochdrucks sind als Anleitung für das Montagepersonal gedacht. Die umrandeten Zahlen und die mit der Überschrift "Werkstoffübersicht für Hochdruck 325 und 700 atü" betitelte Zusammenstellung zeigen die Stähle, die für die Kriegsdauer zur Verfügung stehen werden.

Die im Hochdruckbetrieb Wesseling eingebauten Stähle

Für 325 atü

Hochdruckhohlkörper	N1
Kalte Rohre	S2
Heiße Rohre	N8, N8A, N10
Gasvorheizer	N8, NSV Material
Elektrovorheizer	N8, N10
Formstücke	S2, N8, N8A, N9, N10
Linien	S2, N5, N5A, N8
Flanschen	S1, K1, K3, K3CV, K4MS
Schrauben	S3, K1, K3, K4MS, K5

Für 700 atü

Hochdruckhohlkörper	N1
Kalte Rohre	K2
Heiße Rohre	N8, N8A, N10
Gasvorheizer	N8, NSV, N9, N10
Formstücke	N8, N8A, N9, N10
Linien	S3, N5, N5A, N5C, N8
Flanschen	K1, K3, K3CV, K5, K4MS
Schrauben	S3, K1, K3, K3CV, K4MS, K5, K6, K7

Die Voraussetzung für die richtige Anwendung der Stähle ist eine zuverlässige Überwachung durch geschulte Kräfte. Sie muß bis ins Kleinste gehen, kann doch schon die falsche Verwendung kleinster Apparaturteile, wie von Schraubenbolzen und Linsendichtungen unangenehmste Folgen haben.

Die Überwachung beginnt mit der Analyse. Hierzu stehen 2 Methoden zur Verfügung: Die quantitative Vollanalyse und eine

Schnellmethode, die sogenannte Tüpfelmethode. Die letztere besteht in einem Befeuchten der zu untersuchenden Stücke mit Schwefel- Salpeter- oder Salzsäure unter Beobachtung der sich bildenden Tüpfelfarben. Sämtliche bei uns eingebauten Apparaturteile wurden einmal nach der quantitativen Methode und zweimal nach der Tüpfelmethode untersucht.

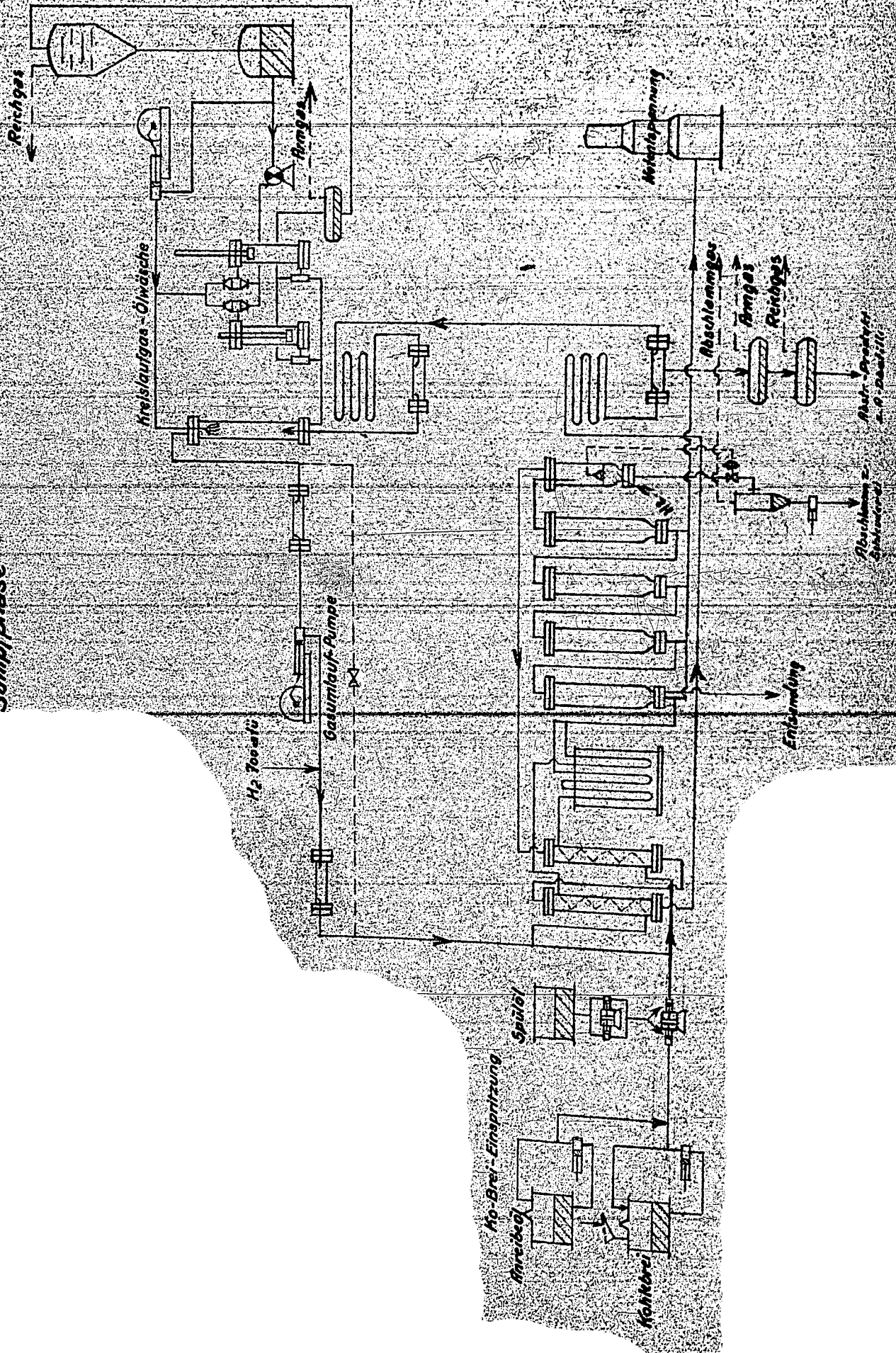
Von besonderer Wichtigkeit ist die Kennzeichnung des Materials. Alle größeren Apparaturteile, Form- und Rohrstücke sind mit Stempeln versehen, aus denen die Materialsorte, die richtige Bearbeitung und Prüfung zu ersehen ist. Bei kleineren Teilen, wie Linsendichtungen, Schrauben usw. ist die Materialart durch Körnung oder auf ähnliche Weise kenntlich gemacht.

Die Überwachung des richtigen Einbaues der Einzelteile in die Betriebsapparaturen erfolgt anhand von Anlage- Skizzen, auf denen die materialtechnischen Daten jedes eingebauten Stückes eingetragen sind. Die Listen werden nach jeder Reparatur kontrolliert.

Es verdient festgehalten zu werden, daß in der fast 4-jährigen Betriebszeit des Werkes keine einzige Betriebsstörung durch Materialfehler oder falsche Materialanwendung eintrat. Dieses ausgezeichnete Ergebnis ist in erster Linie darauf zurückzuführen, daß es der ingenieurtechnischen Leitung des Hochdrucks gelang, bei allen Beteiligten ein besonderes Interesse für materialtechnische Fragen zu wecken.

100000079

Hochdruck
Sumpffase



100000030

Hochdruck, 700 atm - Sumpfphase

In der Sumpfphase wird die Kohle und das Fremdöl unter Spaltung und H₂-Anlagerung zu Mittelöl umgewandelt.

Spaltung und H₂-Anlagerung bei der Verarbeitung von Kohle in der Sumpfphase:

	<u>Braunkohle</u>	<u>Mittelöl</u>
mittl. Mol Gew.	mehr als 1 000	220
C-Zahl	mehr als 100	14
H ₂ -Gehalt	2 %	10 %

Beschreibung der Arbeitsweise.

Der in der Mahlanlage hergestellte Kohlebrei wird über Schwing-siebe geleitet und in einen Zwischenbehälter geführt. Bei der Siebung fallen normalerweise 0,3 kg Siebrückstand je to Brei an. Die Menge des Siebrückstandes kann mit Schwankungen des Gehaltes der Trockenkohle an schwer vermahlbarer Substanz bis auf 2,0 kg/to Brei ansteigen. Der Rückstand enthält etwa 40 % Öl und wird verkauft. Der Brei wird mit Hilfe von Kolbenpumpen unter Rückführung eines Breiüberschusses den Hochdruckbreipressen zugepumpt und von diesen in die Kohlekammern gepreßt. Die Breipressen sind saugseitig auch an eine Anreibeölauführungsleitung angeschlossen. Die Umstellung von Kohlebrei auf Anreibeöl und umgekehrt kann durch Bedienung zweier Ventile schnellstens vorgenommen werden. Anreibeöl wird bei jedem Anfahren und Abstellen der Kohlekammern, sowie während des Betriebes zum Abdämpfen plötzlicher Temperatur-Anstiege in den Öfen zugegeben. Zur Schonung der Breipressen-Stopfbüchsen wird in diese feststoffreies Spülöl eingespitzt.

Der Kohlebrei wird zusammen mit dem H₂-haltigen Kreislaufgas über Wärmeaustauscher und Spitzenvorheizer in die Kammern eingebracht. Folgende Schaltung hat sich hierbei als zweckmässig erwiesen: Das Kreislaufgas wird durch den kälteren Wärmeaustauscher geführt und dann zu etwa gleichen Teilen zweifach unterteilt. Eine Hälfte geht mit dem Brei durch den heißen Wärmeaustauscher und durch die Breihaarnadeln des Vorheizers, die andere Hälfte durch getrennte Vorheizer-Haarandelrohre direkt zu den ersten Öfen. Die Vorheizer sind gasbeheizt. Das Rauchgas wird durch Gebläse

umgewälzt. Die Temperatur des Wälzgases muß unter den höchstzulässigen Wandungstemperaturen der Vorheizerröhre liegen. Die Temperatur des in die Ka. eintretenden Brei-Gasgemisches wird möglichst tief gehalten, einmal, um Heizgas zu sparen und zum andern, weil bei Temperaturen oberhalb 21,5 MV (317°C) Salzkrustenbildung eintritt.

Der Kohlebrei wird in den Öfen unter starker Wärmeentwicklung abgebaut. Die Umsetzungstemperatur liegt um 25 MV (478°C) und wird durch Zugabe von kaltem Kreislaufgas geregelt.

Im Unterteil eines jeden ersten Ofens befindet sich eine Abzugsvorrichtung, die sogenannte Entsandung. Durch diese werden laufend 1000 - 1500 ltr./h Produkt abgezogen. Hierdurch wird die Bildung von Kaviar, d.i. in kugelförmiger Form ausgeschiedenes CaCO_3 , vermieden. Die Umsetzungsprodukte aus dem Kohlebrei werden größtenteils in dampfförmigem Zustand vom Kreislaufgasstrom mitgeführt. Die Aschebestandteile fließen im Gemisch mit den höchstsiedenden Ölanteilen als sogenannter Abschlammschlamm aus den letzten Öfen in die Heißabscheider über. Die Feststoffkonzentration des Abschlamms, die 20 - 22 % betragen soll, bestimmt die Temperaturhöhe in den Öfen der Kammer. Der Abschlammschlamm neigt dazu, in den Heißabscheidern zu verkoken. Die Verkokung ist eine H_2 -Mangelercheinung und wird durch Einblasen von Frisch- H_2 vermieden. Die Frisch- H_2 -Zugabe bewirkt gleichzeitig ein Ausgasen der vom Abschlammschlamm gelösten gasförmigen Kohlenwasserstoffe.

Der Abschlammschlamm wird auf etwa 150° abgekühlt, mit Hilfe besonders verschleißfester Spezialventile, deren Düsen und Kegel aus Wolframkarbid angefertigt sind auf atmosphärischen Druck entspannt und zur Abschlammschleuderei gepumpt. Das bei der Entspannung des Abschlammschlammes freiwerdende Gas enthält über 90 % H_2 und wird dem Frischwasserstoff vor der Kompression zugegeben.

Aus dem die Öfen verlassenden Produkt-Kreislaufgasstrom wird in den Wärmeaustauschern und Kühlern der verflüssigbare Anteil herauskondensiert. Der Flüssiganfall sammelt sich in den hinter den Kühlern angeordneten Abscheidern, den sogenannten Kohleabstreifern. Die Temperatur des Küh-

leraustritts muß auf 120° gehalten werden, weil das Produkt zur Schaumbildung neigt.

Das Kohleabstreiferprodukt wird entspannt und der Kohleabstreifer-Destillation zugeführt. Die Entspannung erfolgt in zwei Stufen, um das bei der Entspannung freiwerdende Gas in eine kohlenwasserstoffreiche und -arme Fraktion zu unterteilen.

Der nach der Flüssigproduktabscheidung verbleibende Kreislaufgasrest wird einer Hochdruckölwaschung unterzogen und mit Hilfe von Gasumlaufpumpen nach Ergänzung des verbrauchten H_2 durch Frischwasserstoffzusatz den Kohlekammern erneut zugeführt.

Die Ölwasche für das Kreislaufgas besteht aus Hochdruckgaswaschern einer Waschöl-Regenerationsapparatur und Einspritzpumpen zur Ölberieselung der Wascher. Als Waschöl wird das Produkt unserer Benzinerwärmungskammern in solcher Menge verwendet, daß die Dichte des Kreislaufgases an den Kammereingängen sich auf 0,350, was 70 - 75 % H_2 -Gehalt entspricht, einstellt. Die Waschölregeneration erfolgt durch Entspannen. Die Entspannung wird, wie bei dem Kohleabstreiferprodukt, in zwei Stufen vorgenommen.

Die Temperatur des Kreislaufgasstromes wird über 30° gehalten, weil dann die Ausscheidung von Kohlenwasserstoffhydraten und Ammonbikarbonat vermieden wird.

Normaldurchsatz und Analysenwerte der Kohlekammern.

Breieinspritzung 40 m³/h Kohlebrei (bei
 Kontaktzusatz 31 m³ Reaktionsraum)
 5 % Roterz bezogen auf
 Analyse des Kohlebreies 1,25 % dso. Trockenkohle

Festes	41 %
Reinkohle	35,6%
Asche i.F.	13,3 %
Fe. i. F.	3,0 %
S i. F.	1,6 %
d 110°C	1,175
H ₂ O-Gehalt	1,9 %
Siebrückst.üb.0,3 mm Sieb	10,6 %

Eingangsgasmenge	28 000 nm ³ /h	
	davon 13 000 "	Breigas
	15 000 "	direkt zu Öfen

Kaltgasmenge	12 000 nm ³ /h
--------------	---------------------------

H ₂ -Gehalt (Ka-Eing.)	73 %
-----------------------------------	------

Druck	650 atm.
-------	----------

Temperatur: Ofen 1	22,5 - 25,0
" 2	25,0
" 3	25,0
" 4	25,0

Abbau der Kohle	99,6 %
Miölleistung (Neubildung)	0,275 to/m ³ Reaktionsraum

Abstr.Menge bezogen auf Kohlebrei	50 %
Abschlamm-Menge bez.auf Kohlebrei	33,3 %

Mittelöl - 350° im Abstreifer	39 %
Mittelöl - 350° im Abschlamm	11 %
Festes im Abschlamm	20 %
Asphalt im Abschlamm-Öl	16 %

Betriebliche Entwicklung

=====

In der Sumpffphase traten erhebliche Schwierigkeiten auf, die zum Teil völlig, zum Teil soweit, daß ein reibungsloser Betrieb ermöglicht wurde, beseitigt wurden. Die Schwierigkeiten waren im Einzelnen:

- Wassertrennungsschwierigkeiten und Schäumen des Abstreiferproduktes,
- CaCO₃-Abscheidung beim Abbau der Kohle unter Kaviar- und Salzkrustenbildung,
- schlechter Asphaltabbau und Verkokung in den Heißabscheidern,
- Anschleifung der Vorheizerrohre,
- schnelles Nachlassen der Regenerationswirkung.

Das Abstreiferprodukt.

Das bei der Verarbeitung rheinischer Braunkohle anfallende Abstreiferprodukt hat ein hohes spezifisches Gewicht. Seine Dichte liegt zwischen 1,000 und 1,030/20°. Hierdurch wird die Abtrennung des Reaktionswassers, die vor dem Eintritt in die Destillation erfolgen muß, unmöglich gemacht. Die wirksame Abhilfe besteht im Zusatz von spezifisch leichtem Öl. Nach vorübergehender Verwendung von A-Mittelöl werden 10 bis 15 % benzinartiges Vorlaufprodukt aus der Kohleabstreiferdestillation zugegeben. Bei Einstellung einer Dichte von 0,970 bei 50° verläuft die H₂O-Abscheidung störungsfrei.

Das Ko-Abstreiferprodukt neigt zum Schäumen. Der Schaum wird vom Kreislaufgas mitgeführt und kann zu Störungen in der Kreislaufgaswäsche und an den Gasumlaufpumpen führen. Durch Einstellung der extrem hohen Abstreifertemperatur von 120° wird die Schaumbildung vermieden.

Kaviar- und Salzkrustenbildung.

Als Kaviarbildung wird in der Hydriertechnik die Ausscheidung anorganischer Abbauprodukte der Kohle in typisch kugelförmiger Form bezeichnet. Diese Kaviarbildung trat in unseren Kohleöfen in einem bis dahin nicht beobachteten Umfange auf. Es kam nicht selten vor, daß alle 4 Öfen einer Kammer innerhalb von 10 Tagen mit Kaviar gefüllt waren. Gleichzeitig mit der Kaviarbildung

erfolgte die Ausscheidung von Salzkrusten, die an den Wandungen und Einbauten der Apparaturen festbackten. Kaviar und Salzkrusten sind chemisch dasselbe und bestehen hauptsächlich aus CaCO_3

	Glührückstand.	Analyse der Asche							
		CaO	CO ₂	MgO	S	Fe	Al ₂ O ₃	SiO ₂	O
Kaviar	58,4	46,3	31,8	2,9	1,4	1,8	3,1	0,1	7,1
Salzkrusten	59,4	47,0	26	4,5	1,5	4,0	1,7	0,5	5,6

Die Kaviarbildung wirkt sich im Betrieb äußerst störend aus. Sie zwingt durch Verringerung des wirksamen Ofenvolumens schnell zur Zurücknahme der Kammerdurchsätze, vor allem aber führt sie zu Schwierigkeiten mechanischer Art. Der zunächst lose Kaviar backt nämlich durch Verkokung des in seiner Durchmischung und Wärmeabfuhr behinderten Reaktionsproduktes zusammen, sodaß die Öfen schnell bis auf enge Durchlässe mit fester Masse gefüllt sind und nach kurzen Betriebszeiten ausgebaut werden müssen. Die Ausbringung des meist steinharten Kaviarkoksgemisches ist schwierig und zeitraubend und mit einem erheblichen Materialverschleiß verbunden.

Über die Entstehungsursachen des Kaviars ist viel nachgedacht und geschrieben worden. Zur Erklärung unserer Abhilfemaßnahmen genügt die Feststellung, daß die Kaviarbildung an ein bestimmtes Abbaustadium der Kohle gebunden ist, daß diese Zone - einen einwandfreien Apparatzustand vorausgesetzt - im Unterteil der ersten Öfen liegt und daß die Kristallisationszentren und später die Kaviarkörner, um wachsen zu können, in der Bildungszone verweilen müssen.

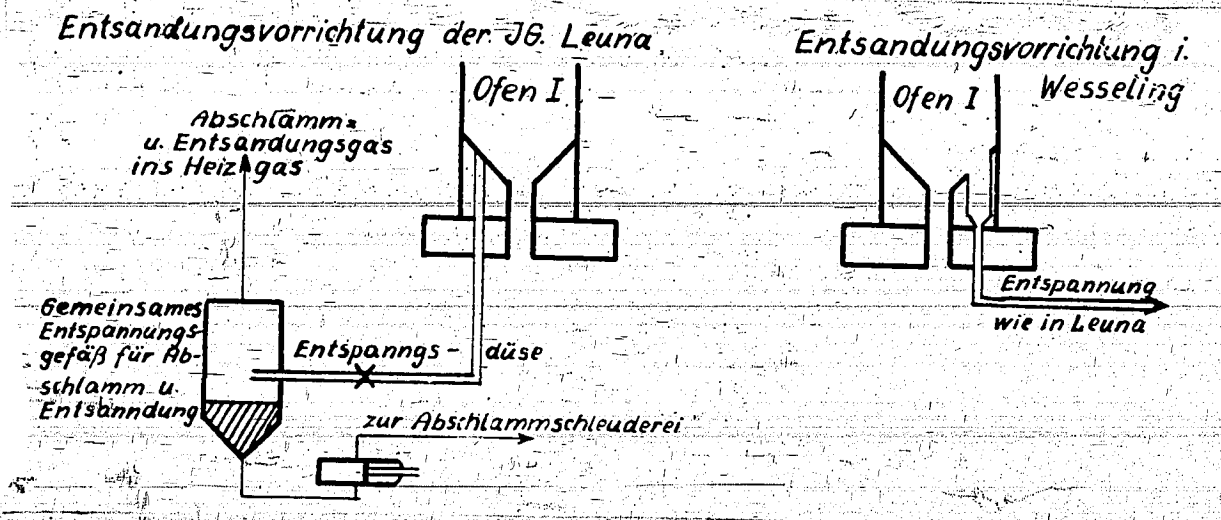
Die wirksame Abhilfe besteht in der Herausnahme eines Produktteilstromes aus dem Unterteil des 1. Ofens mit Hilfe der sogenannten Entsandungsvorrichtung. Hierdurch wird ein längeres Verweilen und Wachsen der Kristallisationskerne des Kaviars unterbunden.

Diese Methode wird seit längerer Zeit in Leuna angewandt. Die Leunaer-Einrichtung mußte, da sie für unsere Verhältnisse nicht geeignet war, abgewandelt werden.

100000086

Entsandungseinrichtung der I.G. Leuna

Entsandungseinrichtung Wesseling



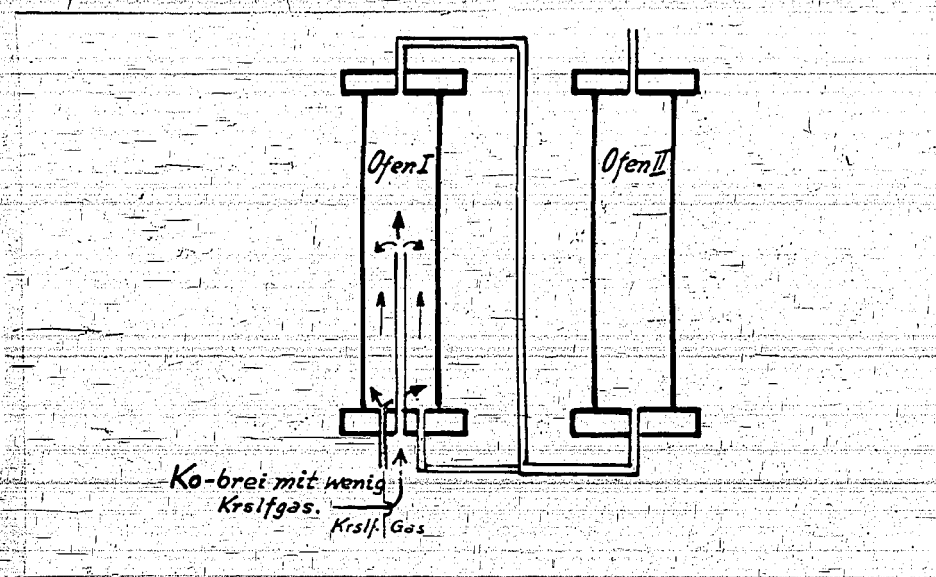
In Leuna werden stündlich 100 bis 200 ltr./h Produkt abgezogen, in Wesseling erwiesen sich 1000 bis 2000 ltr./h als notwendig. Diese Produktmenge ließ sich mit Hilfe der Leunaer Einrichtung nicht abziehen, da gleichzeitig zu viel Gas entwich.

Der Grund hierzu ist folgender:

Die Entspannung des Entsandungsproduktes erfolgt stoßweise, um Absetzungen in den Horizontalteilen der Leitung zur Entsandungsdüse zu vermeiden. Hierzu wird die Düse in gleichmässigen Abständen jeweils 1 bis 2 Sekunden voll geöffnet. Bei jedem Öffnen wird die Leitung ruckartig leergezogen. Gleichzeitig strömt Produkt aus dem Ofen nach. Das Produkt besteht, da seine hohe Abwärtsströmungsgeschwindigkeit eine Trennung Flüssigkeit und Gas nicht zuläßt, grösenteils aus Gas. In der Pause bis zum nächsten Entspannen fließt zwar unter Verdrängung des Gases Flüssigkeit nach, jedoch nicht oder nur unzureichend in den waagerechten Leitungsteil. So kommt es, daß beim nächstfolgenden Öffnen der Düse Gas und Flüssigkeit entspannt werden. In Leuna trat diese Schwierigkeit nicht auf, weil die Öfen auf Untersätzen stehen, also das senkrechte Leitungsstück verhältnismässig lang ist. In Wesseling führte der Einbau einer etwa 6 ltr. fassenden Tasche anstelle des 40 mm ϕ -Abzugrohres im unteren Trichter des 1. Ofens zu einer befriedigenden Lösung. Die Entspannungsdüsen des Entsandungsproduktes unterliegen einem starken Verschleiß. Da Beschaffungsschwierigkeiten des Ersatzmaterials auftraten, wurde eine düsenlose Entsandungsvorrichtung entworfen. Ein weiterer Grund zur Umkonstruktion der bestehenden Einrichtung lag

darin, daß die Produktverluste, die durch den unzureichenden chemischen Abbau des Entsandungsproduktes entstanden und der Anfall des bei der Entspannung des Entsandungsproduktes freiwerdenden Gases vermieden werden sollten. Auf den letztgenannten Grund wird später eingegangen werden.

Prinzip der düsenlosen Entsandungsvorrichtung.



Das Entsandungsprodukt wird nicht mehr entspannt, sondern in den Ofen II geführt. Der Durchmesser und die Länge der Verbindungsleitung sind so bemessen, daß bei dem nahezu konstant 1 at betragenden Druckabfall vom ersten zum zweiten Ofen eine gewollte Menge Produkt übertritt. Die Strömungsgeschwindigkeit soll 1,5 m/sek. nicht unterschreiten, um Absetzungen schwerer Produktteilchen zu vermeiden. Um die Bildung von Kaviar im zweiten Ofen zu verhindern, wird dafür gesorgt, daß der unten austretende Brei das für die Kaviarbildung typische Abbaustadium der Kohle bereits überschritten hat. Hierzu wird die Eintrittsstelle des Kohlebreies mittels eines Steigrohres in das Innere des ersten Ofens verlegt, während der getrennt vorgeheizte Kreislaufgasstrom unverändert unten eingeführt wird. Die Länge des Steigrohres wird so bemessen, daß die unten und oben übertretenden Breiströme etwa die gleiche Verweilzeit im ersten Ofen haben. Die Einrichtung wurde in zwei je etwa 50 Tage betragenden Kammerbetriebsperioden angewendet. In beiden Fällen fand sich beim Ausbau in den 2. Ofen kein Kaviar.

Die Salzkrustenbildung störte im Vergleich zur Kaviarbildung wenig, trotzdem nach den Ergebnissen der in Leuna und Ludwigshafen mit rheinischer Braunkohle durchgeführten Versuche mit besonderen Schwierigkeiten dieser Art gerechnet werden mußte. In den Kleinversuchsapparaturen nämlich hatten sich starke Salzkrusten in allen heißen Apparaturteilen, besonders in den Aufheizzonen der Öfen gezeigt. Man hatte versucht, die Krustenbildung auf chemischem Wege, wie durch Zusätze von H_2SO_4 oder S zu verhindern. Die erzielten Ergebnisse waren jedoch unbefriedigend. Als einzige positive Erfahrung der Kleinversuche hatte sich die Feststellung ergeben, daß die Salzabscheidung temperaturabhängig ist. Es hatte sich gezeigt, daß die Krustenbildung bei 19 MV einsetzt und mit steigender Temperatur stärker wird. Die untere Temperaturbildungsgrenze lag in unseren Kohlekammern erfreulicherweise höher, nämlich bei 21,5 MV. Die stärkste Krustenbildung wurde in der Kaviarbildungszone, das ist in den Unterteilen der ersten Öfen beobachtet. In diesem Bereich wurden Versalzungen der Ofenwandungen, Thermo- und Kaltgasrohre bis zu 50 mm Dicke festgestellt. Die Salzbildung nimmt in den Kohlekammern von vorne nach hinten schnell ab. In den Verbindungsleitungen zu den 2. Öfen sind die Abscheidungen etwa 10 mm stark, in und hinter den 2. Öfen nur noch wenige mm. Ernstlich störend wirken die Krusten in den Vorheizerrohren, weil der Wärmeübergang vom Heizgas zum Produkt gestört wird und Überhitzungen der Rohrwandungen eintreten können. Die mit 21,5 MV relativ hoch liegende Bildungsgrenze ermöglicht jedoch die Vermeidung der Krusten. Unsere ersten Öfen nämlich haben infolge des hohen Wasserstoffpartialdruckes der 700 at-Fahrweise eine so hohe Wärmetönung, daß die Vorheizerausgangstemperatur unter 21 MV eingestellt werden kann. Die Salzabscheidung in den 1. Öfen machte sich dadurch störend bemerkbar, daß bei den meist kriegsbedingten Umstellungen der Kammern auf Anreibeöl gelegentlich Krusten abplatzten, die Entsandungsabgänge verstopften und eine vorzeitige Abstellung der betroffenen Kammern bedingten.

Der Einfluß von Verdünnungsöl auf die $CaCO_3$ -Ausscheidung.

Die Beobachtung, daß die Salzkrustenbildung in kälteren, nicht isolierten Leitungsteilen stärker als in benachbarten isolierten Leitungsteilen auftrat, führte zu der Annahme, daß es sich bei

der CaCO_3 -Ausscheidung um eine Kristallisation aus übersättigter Lösung handelt und zu dem Versuch, die Ausscheidung durch Einspritzung von Verdünnungsöl zu verhindern.

So wurde als einer der ersten Versuche zur Bekämpfung der Kaviarbildung in einige Kammern statt Kaltgas Kaltöl eingeführt. Diese Maßnahme führt zu einer Abschwächung der Kaviarbildung. Diese äußerte sich darin, daß die Störungen in der Temperaturanzeige der Öfen, die sich jeweils als Folgeerscheinung beginnender Kaviarverkrustung einstellten, erst nach 3 - 4 Wochen statt sonst 3 - 4 Tagen auftraten und daß die Betriebszeiten der Kammern nahezu verdoppelt wurden. Die Ausbaubefunde unterschieden sich jedoch wenig von den Befunden früherer Kammern, d.h., auch die mit Öleinspritzung betriebenen Kammern waren nach der Abstellung weitgehend mit verkrustetem Kaviar gefüllt.

Da die Öleinspritzung bei diesem unzureichenden Ergebnis zudem noch die Kammerbedienung erschwerte, wurde sie s.Zt. wieder aufgegeben, zumal da die Ofen-1-Entsandung zur Beseitigung des Kaviars führte.

Die Einspritzung von Öl in den kalten Regenerator.

Neuerdings wurde wieder eine Kammer mit einer Öleinspritzung ausgerüstet. Hierdurch sollte mehr Fremdöl, von dem zeitweilig beliebige Mengen zur Verfügung standen, umgesetzt und so eine Produktionssteigerung erreicht werden. Diese mußte eintreten, weil für die Fertigproduktherstellung aus Ölen nur etwa die Hälfte H_2 wie zur Kohleumsetzung gebraucht wird und weil meist H_2 -Mangel herrschte.

Gleichzeitig wurde mit einer Abschwächung der Salzkrustenbildung gerechnet. Weil nämlich das Verdünnungsöl unmittelbar vor dem ersten Ofen zugesetzt wird - s.hierzu die anschließende Beschreibung der apparativen Anordnung - und die Aufsättigung dieses Frischöles mit gelöster Feststoffsubstanz eine gewisse Zeit erfordert, war als möglich anzusehen, daß im ersten Ofen eine ungesättigte Lösung vorliegen würde.

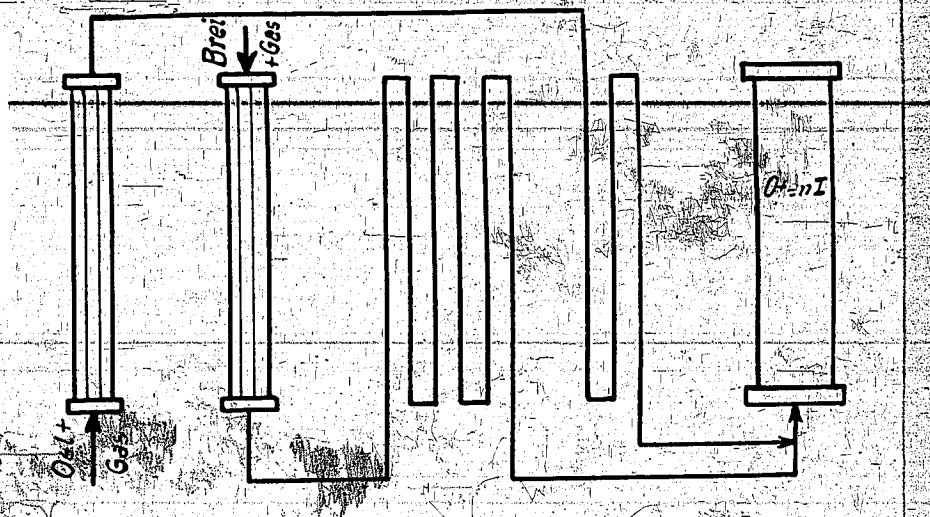
Der Ölabbau geht unter einer geringeren Wärmetönung als der Kohleabbau vor sich und erfordert höhere Umsetzungstempera-

turen. Deshalb müssen die mit Öl beschickten Kammern stärker beheizt werden. Hierbei muß vermieden werden, daß die für die kohlebreiführenden Vorheizerrohre zugelassene Höchsttemperatur von 21,5 M.V. überschritten wird, da sonst Salzkrustenbildung eintritt.

Aus diesem Grunde wurde das Öl dem getrennt geführten Kreislaufgasstrom der Kammer zugegeben, der den kalten Regenerator und einige im heißesten Rauchgasteil liegende Vorheizerrohre durchläuft. Dieser Teilstrom wurde so stark überhitzt, daß die Mischtemperatur nach der Vereinigung mit dem Kohlebreistrom 22,5 M.V. betrug.

Diese Schaltung führte zu einer besseren Wärmeausnutzung im kalten Regenerator. Die mit Öl befahrenen Vorheizerrohre konnten gefahrlos stärker beheizt werden, weil sich aus dem Ölgasstrom keine Krusten ausscheiden konnten. Ebensowenig war eine Krustenbildung in den kohlebreiführenden Rohren zu erwarten, weil die Spitztemperatur des umgewälzten Rauchgases durch die davorgeschalteten Ölgasgemisch-Vorheizerrohre bereits genügend abgesenkt wurde.

Die Schaltung der Kammer ist aus folgender Skizze ersichtlich.



Die Kammer war 50 Tage mit einer Breieinspritzung von 40 bis 45 m³/h in Betrieb. Die Verbesserung des Ölabbaues entsprach der Erwartung. Sie äußerte sich im Ansteigen der Mittelölproduktion um reichlich 1 000 Moto.

Die Wärmeausbeute im kalten Regenerator stieg um 500 000 WE/h. Die Auswirkung des Ölzusatzes auf die Salzkrustenbildung war verblüffend. Die Krustendicke im 1. Ofen betrug nur 2 - 5 mm gegenüber 40 - 60 mm in den nicht mit Öl beschickten Kammern

nach der gleichen Betriebszeit. Zudem waren die Krusten härter und hafteten erheblich fester an den Wandungen. Bei einer Steigerung des Ölzusatzes ist es sicher möglich, die Krustenbildung noch stärker zurückzudrängen oder ganz zu vermeiden. Hierzu wird notwendig sein, die Zahl der Ölgasgemisch-Vorheizerrohre entweder auf Kosten der Kohlebreihaarnadelrohre oder durch Erweiterung der Vorheizer zu vermehren.

Zusammenfassend kann man über die Maßnahmen zur Bekämpfung der CaCO_3 -Ausscheidung sagen, daß die Kaviarbildung durch das Abziehen eines Produktteilstromes aus den ersten Öfen mit Sicherheit verhindert wird und daß es als möglich erscheint, auch die Salzkrustenbildung auf einfache Weise zumindest soweit einzuschränken, daß sie praktisch nicht ins Gewicht fällt.

Asphaltabbau

Als Asphalte werden die mit Normalbenzin aus den Sumpfphase-Produkten fällbaren Bestandteile bezeichnet. Die analytische Bestimmung der Asphalte bereitet Schwierigkeiten, da sowohl die Fällung, wie auch die Auswaschung der Asphalte leicht unvollständig erfolgt. Es war nicht möglich, mit Hilfe der von der I.G. Ludwigshafen und Leuna angewandten Methode zuverlässige Ergebnisse zu erhalten. Deshalb wurde von unserem Hauptlaboratorium folgende Bestimmung ausgearbeitet:

2 g des zu untersuchenden feststofffreien Öles werden in einen Schlifferlenmeyerkolben von 300 ccm Inhalt eingewogen und mit 10 ccm Reinbenzol bei Raumtemperatur gelöst. 190 ccm n-Hexan (RCH-Hexan) werden hierauf in einem Fluß zugegeben und der Kolben etwa 1 Minute lebhaft geschüttelt. Nach 1-stündigem Stehen im Kälteschrank wird der Inhalt des Kolbens durch eine Extraktionshülse filtriert und mit n-Hexan nachgespült. Der im Extraktionskolben gelegentlich an den Wandungen anhaftende dünne Asphaltbelag wird in Benzol aufgenommen und zunächst zurückgestellt.

Die Extraktionshülse wird in einem Kalteextraktionsapparat 1 Stunde mit n-Hexan extrahiert, wobei das dem Asphalt noch anhaftende Öl vollständig entfernt wird. Zur Überführung des Asphaltes in wägbare Form wird die lufttrockene Hülse im Soxhlet-Apparat mit Reinbenzol 1 1/2 Stunden heiß extrahiert. Zum Extrakt wird nun auch die oben-

erwähnte Lösung der Asphaltreste aus dem Erlenmeyerkolben zugefügt und die gesamte Asphaltlösung in einen tarierten Erlenmeyerkolben überführt. Nach Abdampfen des Benzols und halbstündiger Verweilzeit im Trockenschrank bei 110° erfolgt Wägung auf der analytischen Waage.

Die aus rheinischer Braunkohle gewonnenen Öle sind schwer hydrierbar. Als Maßstab für den Hydrierungsgrad dient der Asphaltabbau. Dieser ist von der Art der eingesetzten Fremddöle, dem Kontakt- und Schwefelzusatz, der Kammerbelastung und den Fahrbedingungen abhängig.

Die bisher verwandten Fremddöle waren bis auf den Straßenteer gut verarbeitbar. Von letzterem durften dem Anreibeöl nicht mehr als 5 % zugesetzt werden, da sonst die Asphaltwerte stark anstiegen und Schwierigkeiten in der Abschlammschwelerei eintraten. An Kontakt- und Schwefelzusatz erwiesen sich 5 % und 1,25 %, bezogen auf Trockenkohle als ausreichend.

Von den Fahrbedingungen sind besonders zu beachten/

Die Kammertemperatur,

der H_2 -Partialdruck, der in erster Linie durch den Gasdurchsatz bestimmt wird,

die Verweilzeit der Asphalte in den Öfen, die gleichbedeutend mit der Eindickung des Abschlammes, als des Trägers der Asphalte ist.

Zwischen diesen Bedingungen besteht insofern eine Abhängigkeit, als beispielsweise eine Erhöhung der Temperatur bei gleichbleibender Abschlammkonzentration ein Absenken der Kreislaufgasmenge erfordert, weil nämlich der Eindickungsgrad von der Temperatur und der Menge des über den Brei geführten Gases beeinflusst wird.

Da sich im Laufe unserer Betriebszeit der Temperatureinfluß als der stärkste erwies, wird in erster Linie auf die Einhaltung einer hohen Reaktionstemperatur Wert gelegt. Sie wird auf 25 bis maximal 25,3 mV gehalten. Die Abschlammkonzentration wird gleichfalls konstant, nämlich auf 20 - 22 % eingestellt. So ergibt sich zwangsläufig die Eingangsgasmenge. Sie liegt mit etwa $28\ 000\ m^3/h$ unverhältnismäßig tief und ergibt H_2 -Partialdrucke von etwa 450 atm an den Kammer-Eingängen und 300 atm an den Kammerausgängen. Der Asphaltgehalt des Abschlammes beträgt hierbei 14 - 16 % und genügt den betrieblichen Ansprüchen.

In einem Extremfall betrug infolge eines Kurzschlusses in der Regeneration die Kreislaufgasmenge einer Kammer sogar nur $14\ 000\ m^3/h$. Die Kammertemperatur wurde auf den höchstzulässigen Wert von 25,3mV

eingestellt. Der Asphaltgehalt des Abschlammes lag mit 16 % nur unwesentlich über dem Normalwert.

Man kann also einen geringen H_2 -Partialdruck weitgehend durch eine hohe Umsetzungstemperatur ausgleichen.

Es wäre verfehlt, aufgrund dieser Erfahrungen die Wirkung des H_2 -Partialdruckes zu gering einzuschätzen. In Kleinversuchen, die mit unserer Kohle in Leuna bei verschiedenen H_2 -Partialdrücken ausgeführt wurden, wurde festgestellt, daß sein Einfluß sehr erheblich ist. Bei jeweiliger Steigerung des H_2 -Partialdruckes um 100 atm wurde der Asphaltgehalt um etwa $\frac{1}{3}$ des Vorwertes erniedrigt.

In Übereinstimmung hiermit brachte die gelegentliche Verwendung von Frischwasserstoff anstelle von Kreislaufgas als Kaltgas und das Einblasen von Frischwasserstoff in die Heißabscheider (s.hierzu den folgenden Abschnitt) eine Verbesserung der Asphaltwerte um einige Prozente.

Die Einführung von Frischwasserstoff in die Heißabscheider.

Im Zusammenhang mit der schlechten Abbaufähigkeit der Asphalte neigt der Schlamm zur Verkokung im Heißabscheider. Die Neigung nimmt mit steigender Feststoffkonzentration zu. Die im Betrieb zugelassenen 20 - 22 % Feststoff sind die tragbare Höchstgrenze.

Als Maßnahme gegen die Verkokung kamen zur Anwendung: Die ~~Zumischung von asphaltfreiem Öl zum Schlamm~~ und das Einblasen von Kreislaufgas in die Ablauftrichter der Heißabscheider. Die Öleinspritzung wurde wieder fallen gelassen, die sich als äußerst wirksam erweisende Gaseinführung wurde beibehalten und später durch die Verwendung von Frischgas anstelle des Kreislaufgases verbessert.

Die Frischgaszugabe führt, abgesehen davon, daß durch sie die Verkokung des Abschlammes wirksamer als bisher bekämpft wird, zu folgenden Fortschritten:

Die im Schlamm gelösten Kohlenwasserstoffe werden in den Kreislaufgasstrom der Kammern ausgegast und dem normalen Verarbeitungsgang der Sumpfkammerprodukte zugeführt.

Propan und Butan werden so größtenteils als Treibgas, die höheren Kohlenwasserstoffe als Mittelölanteil gewonnen. Das Schlammgas fällt mit einem H_2 -Gehalt von über 90 % gegenüber vorher 60 % an und ist als Frischwasserstoff für

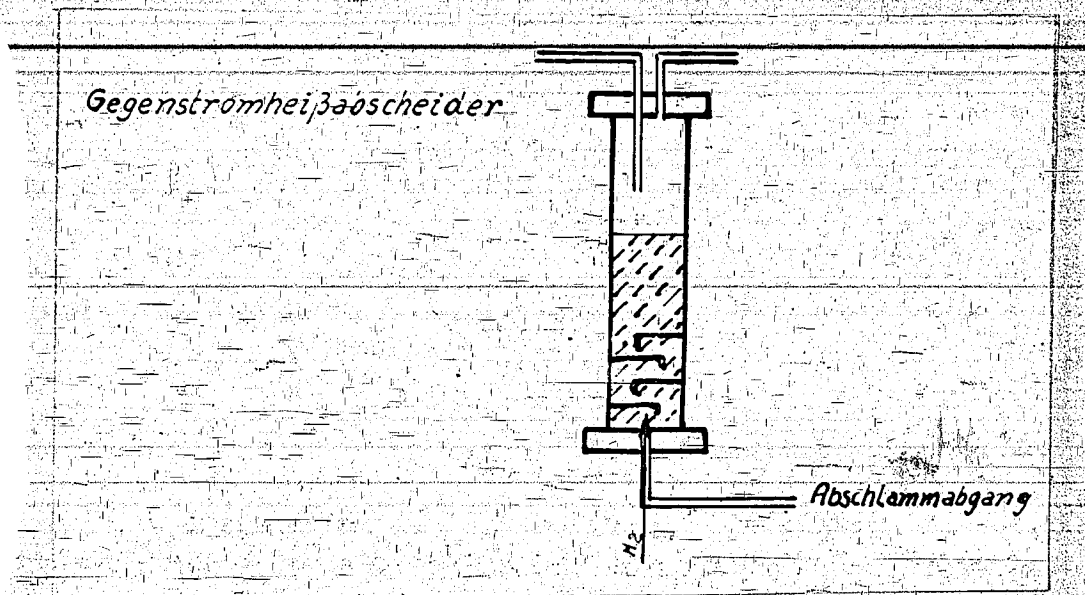
die Hydrierung verwertbar.

Ein Teil der sonst mit ^{dem} Abschlamme abgeführten Wärme wird in den Kreislaufgasstrom getragen und in den Wärmeaustauschern der Kammern ausgenützt.

Bei der Zugabe des Abschlammgases zum Frischgas stört der Kohlenwasserstoffgehalt des gemeinsam mit dem Abschlammgas anfallenden Entsandungsgases. Dieser Nachteil war einer der Gründe zur Umkonstruktion der bestehenden Entsandungsvorrichtung zur sogenannten Ofen-1→Ofen-2-Entsandung (s.S.79). Bei ihrer Anwendung fällt kein Entsandungsprodukt und somit auch kein Entsandungsgas mehr an.

Der hohe H_2 -Partialdruck des Frischgases bewirkt eine Aufhydrierung des Abschlammmöles, trotzdem dieses durch das kalt einströmende Frischgas abgekühlt wird. Die hydrierende Wirkung äußert sich in einer Verbesserung der Ölausbeute der Kammern.

Die Hydrierung, wie auch die Wärmeausnützung muß verstärkt in Erscheinung treten, wenn es gelingt, im Heißabscheider die Temperatur der vorgeschalteten Öfen beizubehalten. Zu diesem Zweck wurde eine Vorrichtung konstruiert, die bei direkter Berührung von Flüssigkeit und Gas einen vollkommenen Gegenstrom zwischen dem einströmenden Frischgas und dem abfließenden Abschlamme auf kurzem Raum bewirkt.



Anstelle des verkürzten Heißabscheiders wird zur Vergrößerung des Reaktionsraumes ein Ofen verwendet.

Die auch für andere Zwecke verwendbare Vorrichtung zum Wärmeaustausch besteht aus mehreren horizontal angeordneten Schikanenblechen, die vorne abgebogen und gezahnt sind, um an ihrer Unterseite Gasräume zu schaffen und an den Übertrittsstellen eine gute Gasverteilung zu erreichen. Gas und Flüssigkeit werden an den Vorderkanten der Schikanen heftig durchmischt und trennen sich wieder bei ihrer Querströmung zwischen den Blechen. Bei ausreichender Strömungsgeschwindigkeit der Flüssigkeit und nicht zu hoher Geschwindigkeit des in entgegengesetzter Richtung strömenden Gases wird ein Zurückreißen abgekühlter Flüssigkeit in die davorliegenden Mischräume verhindert. So findet ein idealer Wärmeaustausch zwischen Abschlamm und Frischgas statt. Die Temperaturregelung im oberen Teil des Abscheiders erfolgt durch Kaltgaszugabe.

An Frischgas kann der gesamte Bedarf einer Kammer, das ist etwa $15\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ eingeblasen werden. Der abgezogene Abschlamm wird hierdurch auf 150 bis 200° abgekühlt. So können die bisher in den Abschlammabführungen angeordneten Wärmeaustauscher und Kühler fortfallen.

Ein Abscheider dieser Art war einige Tage vor der Stilllegung des Werkes in Betrieb. In dieser kurzen Zeit konnte nur die wärmeaustauschende Wirkung des Einsatzes untersucht und als äußerst befriedigend festgestellt werden.

Die hydrierende Wirkung wurde in einem ähnlichen, mit Füllkörpereinsatz ausgestatteten Abscheider geprüft, der bei unvollkommenem Wärmeaustausch nur mit $4\ 000\ \text{nm}^3/\text{h}$ Frischgas belastet werden konnte. Die Asphaltwerte des Abschlammöles sanken hierbei von 16 auf $12\ \%$. Es darf angenommen werden, daß der Asphaltabbau bei Anwendung großer H_2 -Mengen, wie sie durch den Schikaneneinsatz ermöglicht wird, noch erheblich verbessert werden kann.

Schliffbildung in den Vorheizerrohren.

Zu Beginn des Jahres 1943 wurden in den Umkehrbögen der Vorheizerrohre Anschleifungen bis $6\ \text{mm}$ Tiefe festgestellt. Da bei früheren Ausbauten keine Schliffbildung beobachtet und inzwischen die Kammerbelastung erheblich gesteigert worden war, wurde die Schliffbildung mit der Erhöhung des Durchsatzes in ursächlichen Zusammenhang gebracht. Es wurde gefolgert,

daß Masse und Geschwindigkeit annähernd nach der Gesetzmässigkeit $m v^3$ zur Geltung kommen.

$m v^2$ im Vorheizler bei verschiedenen Einspritz- u. Gasmengen

(bei 420° Vorheizertemperatur, 650 atm. Druck, 0,380 Gasdichte und dem spezifischen Gewicht des Kohlebreis von 1.000/420°)

Gas m ³ /h	Kohlebrei m ³ /h	v=m/sec.	Masse Kohlebrei + Eingangsgas	m v ²
27 000	35 000	6,4	12,6	516
27 000	40 000	6,6	14,0	610
27 000	45 000	6,8	15,4	712
13 000	40 000	4,1	12,5	210
13 000	45 000	4,3	13,9	257
13 000	50 000	4,5	15,3	310
10 000	40 000	3,6	12,1	157
10 000	45 000	3,8	13,5	195
10 000	50 000	4,0	14,9	139

Die Berechnung zeigt, daß es bei Zurücknahme der Eingangsgasmenge sogar möglich sein muß, die bisherigen Spitzendurchsätze an Kohlebrei zu steigern. Deshalb wurde der Kohlebreidurchsatz beibehalten und von den 27 000 m³/h Eingangsgas 12 000 m³/h um die mit Brei beschickten Haarnadeln herum direkt zum Ofen I geführt. Durch diese Maßnahme hörte die Schliffbildung auf.

Regeneratoren

Die Betriebszeiten der Wärmeaustauscher der Sumpfphasekammer, vor allem der mit Kohlebrei beschickten, sind unbefriedigend. Grund hierfür ist die Ablagerung von spezifisch schweren Feststoffteilen des Kohlebreies auf dem Außenweg der Röhrenbündel. Es treten aber auch Verschmutzungen und Verstopfungen des Innenweges der Rohre auf. Analysen zeigen, daß die Ablagerungen des Kohlebreis vornehmlich aus dem Kontakt stammen, während die Verschmutzung innerhalb der Rohre teils durch H₂S-Korrosion, teils durch Überreißen von Abschlamm entstanden sein muß.

Analysen der Ablagerungen eines Reg-Bündels verglichen mit den Analysen des Kontaktes und Ascheanalysen des Kohlebreies und Abschlammes.

	Glührückstand %	CaO	im Glührückstand %		
			Fe	S	Al ₂ O ₃
Ablagerung um die Rohre	78,5	12,7	31,5	15,4	8,8
Ablagerung in den Rohren	91,5	7,3	43,9	20,6	6,3
Kohlebrei + Feststoff	14	23,9	23,5	9,5	10,7
Abschlamm + Feststoff	84,5	23,9	23,5	9,5	10,7
Kontakt	100	2,2	38,2	(21,8)	18,6

Zur Abhilfe wurde zunächst die anfängliche Schaltung, bei der beide Regeneratoren mit Brei-Gasgemisch gefahren wurden, verlassen und nur der heiße Regenerator mit Brei-Gasgemisch beschickt, während der kalte Regenerator mit Gas gefahren wurde.

Ferner wurden Versuche mit verkleinerten Rohrbündel durchgeführt, um die Feststoffablagerung durch Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit zu erschweren. Statt der 199 Rohre haltenden Normalbündel wurden solche mit 150 und 108 Rohren eingebaut und so die Geschwindigkeit des Brei-Gas-Gemisches von 0,4 m/Sek. auf 0,6 und 0,8 m/Sek. erhöht.

Ein weiterer Versuch bestand in der Abwandlung der Aufwärtsströmung des Brei-Gas-Gemisches in eine Abwärts-Strömung.

Die folgende Zusammenstellung zeigt die Betriebszeiten der mit Brei-Gas-Gemisch befahrenen Bündel bei den verschiedenen Schaltungen.

Mittlere Betriebszeiten der Regeneratorenbündel.

	<u>Tage insge-</u> <u>samt</u>	<u>davon Tage mit</u> <u>K-Wert über 100</u>
Bei Beschickung beider Regs mit Breigasmisch bei Abwärtsströmung	55	41
<u>Bei Beschickung nur d. heißen Regs mit Breigasmisch:</u>		
Regbündel m. 199 Rohren) bei Auf-	95	70
" " 150 ") wärts-	95	67
" " 108 ") strömung		61
Regbündel m. 199 Rohren bei Abwärtsströmung	104	81

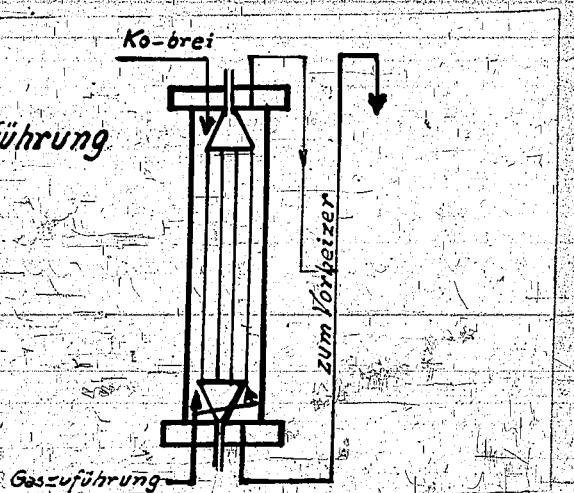
Die Aufteilung in einen Gas- u. Gemisch-Regenerator brachte einen erheblichen Fortschritt, die Verkleinerung der Bündel jedoch einen Rückschritt, trotzdem gerade von dieser Maßnahme ein besonderer Erfolg erwartet werden konnte. Die Umkehrung der Strömungsrichtung führte zu einer weiteren Verbesserung.

Da die Ergebnisse nicht befriedigten, wurde versucht, die Frage durch Umänderung der bestehenden Reg-Konstruktion zu lösen.

Ein Regenerator mit Breiabwärts- u. Gasaufwärts-Strömung.

Diese Betriebsweise unterscheidet sich insofern von der bisher angewandten Brei-Gas-Abwärtsströmung, als bei der Gas-Aufwärtsführung der Regenerator mit Flüssigkeit gefüllt, dagegen bei der Gasabwärtsführung leer ist. Durch die Abwärtsströmung der Flüssigkeit sollen die spezifisch schweren Feststoffteile nach unten mitgeführt werden. Das Vollhalten mit Flüssigkeit soll ein Austrocknen des Breies und die Rührwirkung des aufströmenden Gases - die Anwesenheit von H₂ ist auch aus chem. Gründen unerlässlich - die Bildung von Strömungsschatten verhindern.

Regenerator mit Gegenstromführung von Brei u. Gas.



Bei der konstruktiven Durcharbeitung war zu beachten, daß der Regenerator weitgehend mit Brei gefüllt sein muß und daß weder der Brei oben noch das Gas unten übertreten dürfen, ohne den Reg durchlaufen zu haben.

Der Anschluß der Gasleitung in halber Höhe der Breisteigleitung verhindert ein Austreten von Brei in die Gasabgangsleitung, wobei der Flüssigkeits-Gasschaum im Reg. der kürzeren Flüssigkeitssäule bis zur Gaseintrittsstelle in der Steigleitung das Gleichgewicht hält.

Ein direktes Eintreten von Gas in die Breiabgangsleitung ist nur bei übermäßiger Steigerung der Gasmenge zu erwarten.

Ein Regenerator dieser Bauart war 12 Tage bis zur Stilllegung des Werkes in Betrieb. Im Gegensatz zu den bisher benutzten Regs, bei denen ausnahmslos nach 12-tägigem Betrieb bereits ein Abklingen der K-Werte festzustellen war, blieb bei der Neukonstruktion die Regenerationswirkung unverändert gut. Sie lag über den bisher erzielten Bestwerten und wirkte sich in einem abnormal niedrigen Heizgasverbrauch des zugehörigen Vorheizers von 2,8 Mill. WE/h aus.

Um die Verschmutzung des Innenweges der Austauscherröhre zu verhindern, ist der Einbau eines Nachabscheiders beabsichtigt. Hierzu soll das 9 m lange Heißabscheidergefäß Verwendung finden, das durch den Umbau des letzten Kammerofens zum Frischgas-beschickten Gegenstromabscheider frei wird. Außerdem ist an die Einspritzung von feststofffreiem Schweröl in den Kreislaufgasstrom vor dem Eintritt in den Regenerator gedacht.

Die Reinigung von verschmutzten Regeneratoren

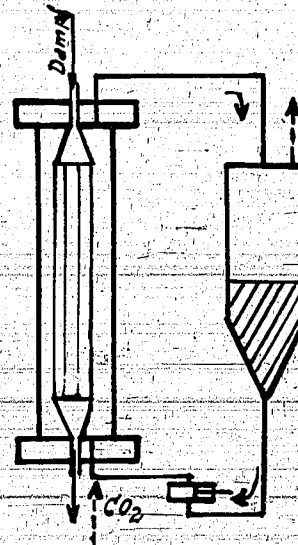
ist zeitraubend und kostspielig. Bisher war es in den meisten Fällen notwendig, die Regeneratoren völlig auseinanderzubauen, wobei die Röhrenbündel durch Abschneiden der Kopfstücke und Herausschlagen der einzelnen Rohrbögen zerlegt werden mußten.

Für Wesseling war in Ermangelung geeigneter Vorrichtungen die Reparatur der Bündel in fremden Werkstätten notwendig.

Es ist naheliegend, die Reinigung verschmutzter Regenera-

toren durch Spülung mit geeigneten Lösungsmitteln vorzunehmen. Versuche dieser Art wurden wohl in allen Hydrierwerken durchgeführt, ohne daß befriedigende Ergebnisse erzielt werden konnten. Es wurde nun versucht, zur Verstärkung der Spülwirkung CO_2 mit extrem hoher Geschwindigkeit in die vom Lösungsmittel durchströmten Regeneratoren einzublauen. Gleichzeitig wurden die Bündel mit Hochdruck-Dampf, der durch die Rohre geschickt wurde, beheizt.

*Reg.-Spülung
mit Öl unter CO_2
Einblasen.*



Als Lösungsmittel wurde Anreibeöl verwandt, das sich bei Laboratoriumsversuchen als gut wirkendes Auflockerungsmittel für die aus verschmutzten Bündeln entnommenen Ablagerungen erwiesen hatte. Die Spülung wurde unter mehrmaligem Wechsel des Öles über mehrere Tage ausgedehnt.

Die so gereinigten Bündel konnten infolge der Stilllegung des Werkes nicht mehr im Betrieb erprobt werden. Die herausgelöste Feststoffmenge war jedoch gleich groß, wie der Anfall bei früheren Demontagen verschmutzter Bündel. Da außerdem die nach Beendigung der Spülung vorgenommenen Druckverlustmessungen keine höheren Werte ergaben als bei neuen Regeneratoren, muß angenommen werden, daß die Spülmethode zu brauchbaren K-Werten führen wird.

Sollten die Rohre auf der Innenseite zu stark verschmutzt oder verstopft sein und ein Durchblasen mit Hochdruckdampf oder die Spülung nach der vorgeschriebenen Methode nicht den gewünschten Erfolg bringen, so ist eine mechanische Reinigung erforderlich. Hierzu brauchen lediglich die Bündelköpfe abgeschnitten und nach-

träglich wieder angeschweißt zu werden, eine im Vergleich zur Demontage und dem Neuzusammenbau des Bündels geringfügige Arbeit, die in der eigenen Werkstatt ausgeführt werden kann.

Abschliessend kann gesagt werden, daß die Reg-Spülung mit geeignetem Lösungsmittel unter Einblasen von CO_2 einen großen Teil der Kosten und des Zeitaufwandes der bisherigen Regeneratoren-Reparaturen in Fortfall bringen wird.

Maschinen

Trotz der kriegsbedingten Beschaffungsschwierigkeiten vor allem für Stopfbüchsenmaterial liefen alle Maschinen soweit störungsfrei, daß durch sie keine Produktionsausfälle eintraten.

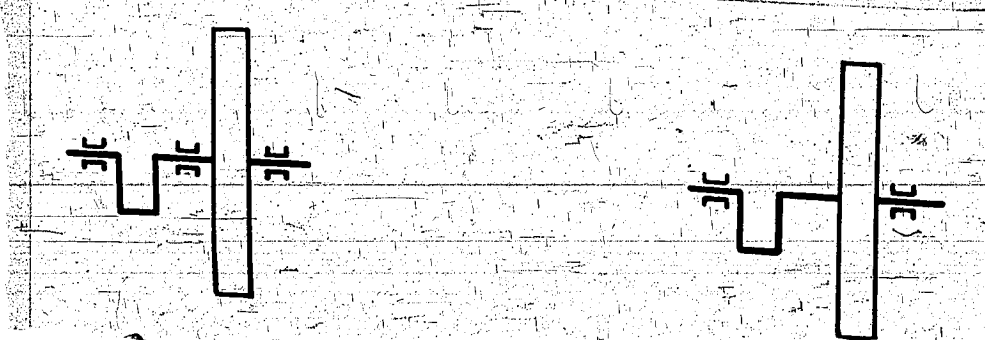
Umlaufpumpen 700 atm.

Die Umlaufpumpen waren als Plungermaschinen mit 170 mmØ gebaut. Sie wurden zu Kolbenmaschinen umgebaut. Der Durchmesser des Kolbens beträgt 200 mm, der der Kolbenstange 100 mm. Die Leistung der Maschine wurde von 52 000 nm^3/h auf 62 000 nm^3/h gesteigert. Die durchschnittliche Betriebszeit einer Stopfbüchse stieg von 60 auf 200 Tage. Der Ölverbrauch ging von 80 ltr./Maschine/h auf etwa 30 ltr. zurück. Die in der Anfahrzeit durch Mitreißen von überschäumenden Abstreiferprodukt auftretenden Schwierigkeiten hörten nach Erhöhung der Abstreifertemperatur auf 120° und nach der Inbetriebnahme der Kreislaufgaswäsche auf.

Die Umlaufpumpen 325 atm

sind im Gegensatz zu den 700-er Pumpen 2-fach gelagert und auch sonst recht leicht gebaut.

Lagerung der 700 atm. Umlaufpumpen Lagerung der 325 atm. Umlaufpumpen.



Es traten öfters Reparaturen an den Haupt- und Kurbellagern auf. Die durchschnittliche Betriebszeit der Stopfbüchsen dieser Maschinen betrug 160 Tage.

Öleinspritzpumpen.

Die Mittelöleinspritzpumpen (325 atm.) sind mit Götze-Metallpackungen ausgerüstet. Das Packungsmaterial enthält 10 bis 12 % Sn. Zunächst zahlreich auftretende Schwierigkeiten an den Stopfbüchsen wurden durch folgende Maßnahmen auf das Normalmaß zurückgedrängt: Sorgfältiger Einbau und regelmäßiges Nachziehen durch besonders geschulte Kräfte.

Tropfschmierung der Plunger mittels Kohleabstreiferückstand, dem etwas Mittelöl zugemischt wurde, anstelle der Kühlung durch aufgespritztes Wasser, das zum Rosten der Plunger geführt hatte. Einspritzen von Dieselöl in die Stopfbüchsen.

Die 700 atm. Zusatzpreßpumpen der Kreislaufgasölwäsche arbeiteten entgegen vorher gehegten Befürchtungen nach Überwindung der Anfangsschwierigkeiten zufriedenstellend.

Die Entspannungsmaschinen

litten anfangs unter der schleifenden Wirkung des Feststoffes, der mit überschäumendem Abstreiferprodukt ins Waschöl gelangte. Die Beseitigung des Schäumens, dazu öfterer Wechsel und Filtrieren des Waschöles schafften schnell normale Betriebsverhältnisse.

Für die Betriebssicherheit der Entspannungsmaschinen hat sich eine Änderung der Steuerung gut bewährt. Die Differenzventile, durch die die Umsteuerung der Kolben vom Arbeitshub zum Entleerungshub bewirkt wird, verursachten viele Störungen. Die Ventile wurden durch Anbohrung der Steuerzylinder ersetzt. Die Entspannungsmaschinen arbeiten seitdem störungsfrei.

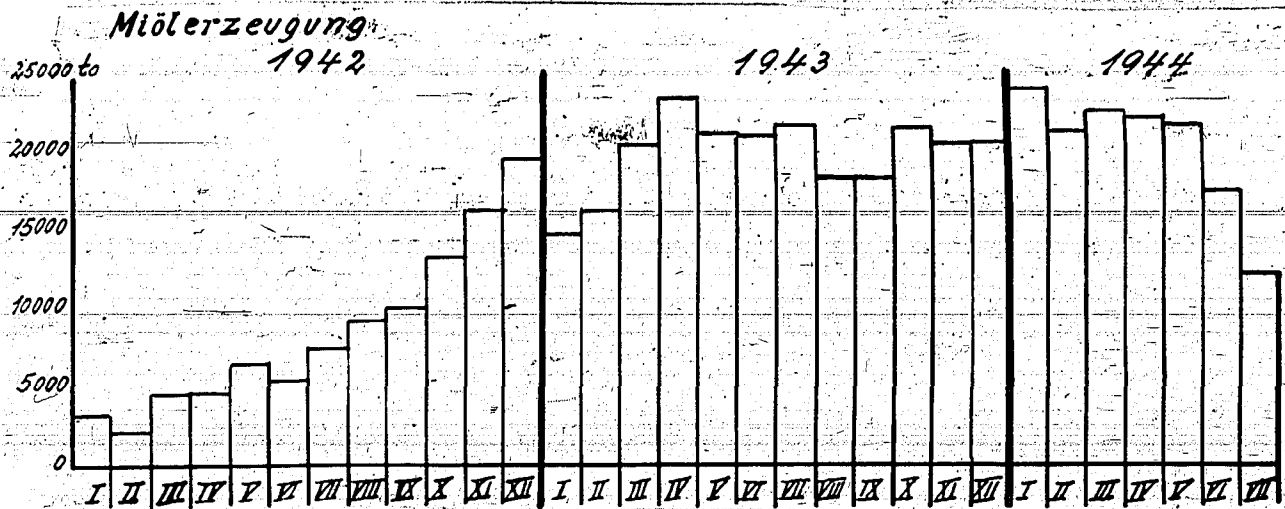
Montage, Betriebsüberwachung, Maßnahmen zur Vermeidung von Störungen.

Die Inbetriebnahme der 700 atm. Sumpfphase verlief ohne jeden Zwischenfall. Auch später ereigneten sich nur vereinzelte Störungsfälle.

Die technische Betreuung lag in besten Händen. Die Tatsache, daß die größtenteils von ungeschulten Kräften montierte Hochdruckapparat bei der Inbetriebnahme völlig dicht war, kann als

einmalige Leistung bezeichnet werden. Die für den Hochdruck äußerst wichtige Materialüberwachung war einwandfrei. Reparaturen wurden schnell und zuverlässig ausgeführt. Die betriebliche Überwachung war trotz einer bunt zusammengesetzten Belegschaft gut. Bezeichnend ist, daß es zu keinem einzigen Rohrreißen durch Temperaturübersteigerung in den Kohlekammern kam. Nur einmal wurde bei der Inbetriebnahme einer Kammer eine Linsendichtung in der Verbindungsleitung zwischen dem ersten und zweiten Ofen durch Temperaturanstieg undicht. Es kam zu einem Kammerbrand mit geringer Schadenswirkung. Aufgrund von Erfahrungen anderer Hydrierwerke, wo bei Kammerbränden gewaltige Stichflammen aufgetreten waren, wurde das Mauerwerk der Kammerwände über die Ofenhöhe hinaus geführt und die Fenster des gegenüberliegenden Breipressenhauses zugemauert. Gleichfalls als Brandschutz wurden die Fenster des Kammerbedienungsganges und die oberhalb der Umlaufpumpen liegende Fensterreihe zugemauert. Hier war infolge eines Bedienungsfehlers eine Zwischenentspannung nicht geschlossen worden. Das austretende Gas hatte sich entzündet und zu Beschädigungen des Baues geführt. Als weitere Schutzmaßnahme wurden besonders gefährliche Entspannungsleitungen über Dach geführt. Bei der Montage des Werkes waren aus Sparsamkeitsgründen die Notentspannungsleitungen aller Kammern auf eine längs der Kammerbedienungswand verlegte Sammelleitung geführt worden. Diese Leitung bedeutete eine starke Gefährdung für die Bedienungsbelegschaft und Apparatur, da sie bei jeder Benutzung erheblichen Temperaturschwankungen ausgesetzt war. Es kam auch einmal bei einer Kammerentspannung zu einem starken Brand an der entlegensten Stelle der Leitung. Zur Abhilfe wurde ein zweiter von der Bedienungswand abgelegener Entspannungsturm aufgestellt. Besondere Erwähnung verdient die Zusammenfassung aller Schnellschlußventile des Hochdrucks und der Schalter der Antriebspumpen auf einige Sammelschalter. Mit ihnen kann die gesamte Hochdruckapparatur innerhalb weniger Sekunden abgestellt werden. Die Einrichtung ist als Luftschutzmaßnahme gedacht, jedoch auch für den normalen Betrieb von Wert.

Die Entwicklung der Produktion der Sumpfphase.



Die Produktionshöhe wurde, abgesehen von vereinzelt Ausnahmen, durch die Wasserstoffherzeugung bestimmt. Bis zur Beseitigung der Kaviarschwierigkeiten (Oktober 1942) war es im Hochdruck nur durch eine besondere Anspannung der technischen Abteilung möglich, mit der Gasfabrik Schritt zu halten. Die durchschnittliche Kammerbetriebszeit betrug damals 42 Tage. Sie stieg 1943 auf 66 und 1944 auf 84 Tage.

Die relativ kurze Dauer der Betriebszeiten ist größtenteils kriegsbedingt. Einige Totalstromausfälle hatten die Verkokung aller in Betrieb befindlichen Kammern zur Folge. Die vielen bei Fliegergefährdung durchgeführten Umstellungen auf Anreibeöl mit den dabei unvermeidlichen Temperaturabfällen in den Öfen führten öfters zu Ausfällen der Entsandungen, die durch abgeplatzte Salzkrusten verstopft wurden.

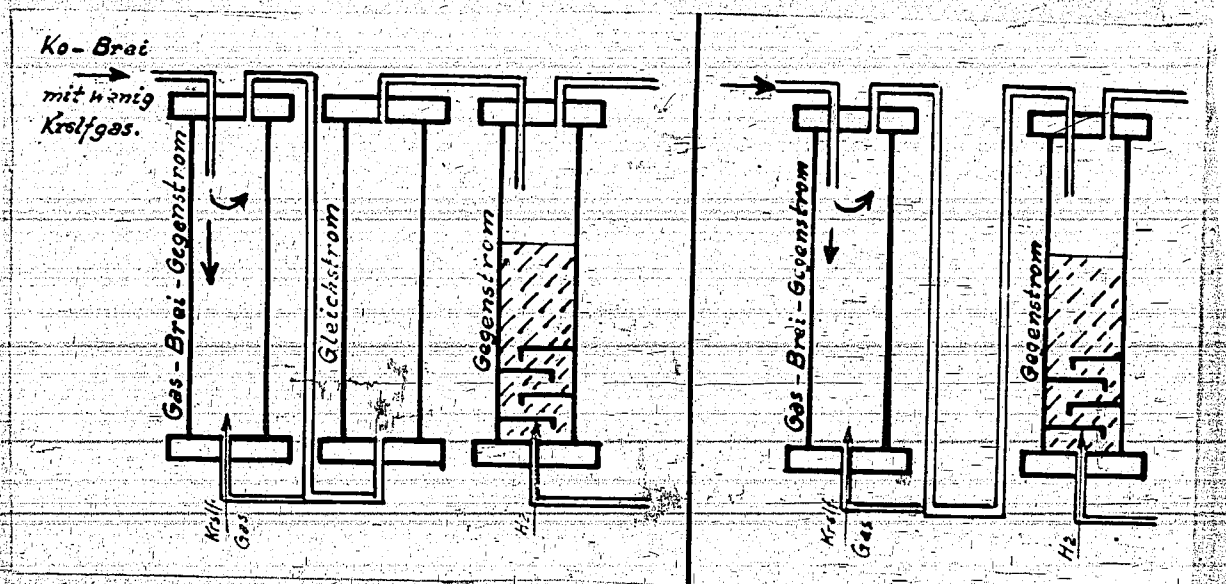
Unter normalen Umständen läge die mittlere Kammerbetriebszeit sicher erheblich über 100 Tagen.

Der gleichzeitige Ausfall mehrerer Kammern erforderte zur Ausnutzung der H₂-Kapazität zeitweilig besonders hohe Kammerbelastungen bis zu 50 m³/h. Diese Spitzenbelastungen wurden später wieder verlassen, weil Schliffe in den Vorheizerrohren auftraten und der Asphaltabbau zu schlecht wurde.

Nachdem es gelungen ist, die Schliffbildung durch Umführung eines Teiles des Kammer-Eingangsgases um die mit Kohlebrei besetzten Vorheizerrohre zu vermeiden, scheint es nach den Erfahrungen, die mit den beiden Kurzentsandungsöfen gemacht wurden, doch möglich zu sein, Belastungen um 50 m³/h anzuwenden. Bei diesen beiden Kammern war, wie aus den Kaltgasbelastungen der Öfen hervorging, die Reaktion bei ausreichendem Asphaltabbau

nach den beiden ersten Öfen praktisch beendet. Dieser Fortschritt ist sicher darauf zurückzuführen, daß im Unterteil der ersten Öfen Gas und Brei einander entgegenströmen. Das Ergebnis berechtigt zu der Annahme, daß es in Verbindung mit dem Gegenstromheißabscheider (s.S.84) möglich sein muß, mit einem weit geringeren Ofenvolumen gleiche Durchsätze zu erzielen.

Hierzu die Entwürfe zweier Kammertypen.



Im Beispiel I ist eine Kammer mit 3 Aggregaten dargestellt. Im ersten Ofen soll die Hauptmenge des Breies nach unten strömen. Eine kleine Breimenge soll nach oben geführt werden, um den Ofen voll zu halten. Im zweiten Ofen bewegen sich Gas und Brei nach oben. Das dritte Aggregat ist der Gegenstromheißabscheider, der deshalb besonders gut wirken muß, weil in ihn Frischwasserstoff eingeblasen wird. Beispiel II zeigt eine reine Gegenstromapparatur.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse für 1943

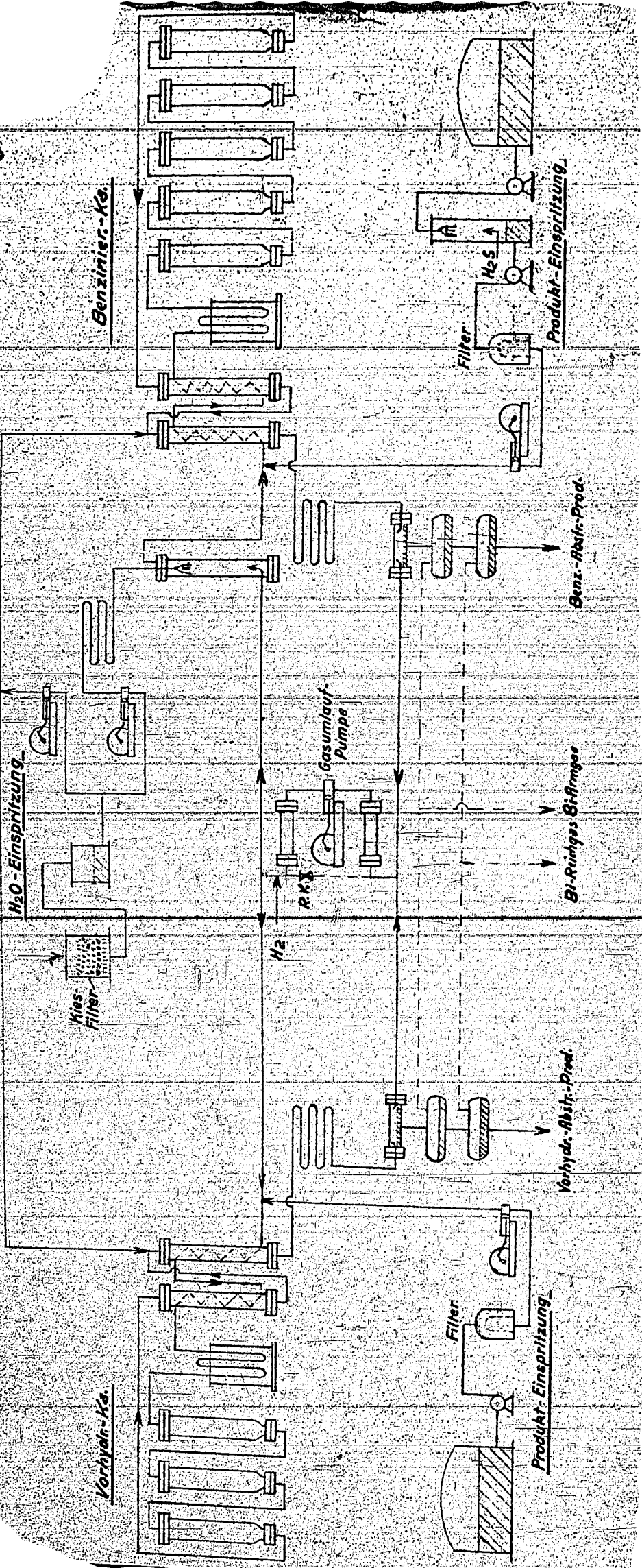
Ausnützungsgrad (Wirkliche Betriebsstunden)	Sumpfkammern	84,4	%
(Mögliche Betriebsstunden)	Breipressen	75,3	
	Umlaufpumpen	81,9	
Zahl der betriebenen Kammern (Durchschnitt)		3,00	
mittleres Reaktionsvolumen (Summe aller Kammern)		98,1	m ³
mittlere Breieinspritzung/Kammer		37,5	m ³ /h
Kohlebreidurchsatz		1,430	t m ³ RV/h
Mittelölneubildung		0,265	dto.
Abbau		99,2	%
Frischgasverbrauch bez. auf Mittelölneubildung		2038,5	nm ³ /t
bez. auf Brei		373,6	"
Kreislaufgas (Kammer-Eingang)		575	nm ³ /t
H ₂ im Kreislaufgas (Kammer-Eingang)		71,9	%
Druck		625	atü
Festes im Kohlebrei		41,-	%
Asche im Festen		13,3	%
Reinkohle im Kohlebrei		35,6	%
Roterz bezogen auf TBKo/Wasserfrei		5,76	%
Schwefel " " "		0,129	%
Siebrückstand auf 400 Maschensieb		10,6	%
" " Schwingsieben		0,6	kg/t
<u>Zusammensetzung des Anreibeöls</u>			
Kohleabstreiferückstand		34,2	%
Schleuderöl		56,7	%
Fremdöl		9,1	%
Anteil bis 340°		10,6	%
Festes		4,-	%
Asphalt		8,85	%
Abstreifer (bez. auf Kohlebrei u. Spülöl)		51,-	%
Abschlamm " " "		33,8	%
Mittelöl bis 340° im Abstreifer		38,8	%
Mittelöl bis 340° im Abschlamm		11,2	%
Festes im Abschlamm		18,5	%
Asphalt im Abschlammöl		15,6	%
Gelöstes Gas		74,9	m ³ /m ³
im Abstreifer arm		14,2	"
reich			
im Abschlamm		122,5	"
im Waschöl arm		151,3	"
reich		46,9	"
Zwischenentspannungsdruck		38	ata
Abstreifer		35	ata
Waschöl			

Stundenmengen

Kohlebrei	112,6	m ³ /h
Kaltöl + Spülöl	8,8	"
Wasser - Einspritzung	6,4	"
Abstreifer-Anfall	65,5	"
Abschlamm-Anfall	41,-	"
Mittelölneubildung	25,4	t/h
Frischgasverbrauch	51 583	nm ³ /h
Abstreifergas		
arm	4 902	nm ³ /h
reich	929	"
Waschergas		
arm	7 851	
reich	2 274	nm ³ /h
Abschlammgas	5 027	"
Waschöl	50,1	m ³ /h

100006103

Hochdruck
Gasphase



Verhydr.-Ka.

Produkt-Einspritzung

Verhydr.-Abstr.-Prod.

Bi-Rinngas Bi-Ringee

Benz.-Abstr.-Prod.

Produkt-Einspritzung

Benziniert-Ka.

H₂O-Einspritzung

Gas-Filter

Gasumlauf-Pumpe

Filter

Filter

Hochdruck, 325 atm. - Gasphase

=====

In der Gasphase wird das Mittelöl der Sumpffphase weiter umgesetzt. Die Gasphase enthält 2 Stufen, die Vorhydrierung und Benzinierung, die mit verschiedenartigen Kontakten arbeiten. Die Vorhydrierung bezweckt bei gleichzeitiger Spaltung und Hydrierung eine Raffination der Produkte für die Benzinierung. In dieser wird ein Kontakt angewendet, der neben guter Spalt- und geringer Hydrierwirkung ringbildend und isomerisierend wirkt.

In unserer Gasphase kamen für die Vorhydrierung die Kontakte 5058 und 7846 W, für die Benzinierung Kontakt 6434 zur Anwendung.

Die Vorhydrierungskammern waren zunächst als 2-Ofenkammern mit 5058-Füllung eingerichtet und wurden später auf 3-Ofenkammern mit je einem 5058-Vorofen und je 2 nachgeschalteten mit 7846 W gefüllten Öfen vergrößert.

Die Benzinierungskammer war mit 5 hintereinandergeschalteten 6434-Öfen bestückt. Die Apparatur und die Arbeitsweise der Benzinierungskammern ähneln weitgehend der der Kohlekammern und sind aus der beigefügten schematischen Darstellung ersichtlich.

Hervorzuheben sind die Maßnahmen, die zur Schonung des 6434-Benzinierungskontaktes ergriffen werden müssen. Der Kontakt ist gegen basisch gebundenen Stickstoff und gegen O_2 in freier und gebundener Form empfindlich. Dementsprechend muß das Einspritzprodukt durch Vorhydrierung gut raffiniert werden. Sein Gehalt an Phenolen darf 0,03 % und an basischem Stickstoff 5 mg/ltr. nicht übersteigen. Das Eingangsgas der 6434-Kammer wird durch Wasserwaschung auf einen NH_3 -Gehalt von 0,02 bis 0,03 g/nm³ gereinigt. Da der Kontakt auch vor S-Verarmung geschützt werden muß, muß das Einspritzprodukt mit H_2S beschwefelt werden. Sein H_2S -Gehalt beträgt 0,4 bis 0,5 %.

Als Maßstab für den richtigen Raffinations- und Benzinierungsgrad der Bi-Kammern dient im allgemeinen die Dichtedifferenz zwischen den Ofeneingangs- und Ausgangsprodukten. Bei der Vorhydrierungskammer muß sie zwischen 0,100 und 0,110, bei der 6434-Kammer um 0,075 liegen. Nach diesen Werten werden die Kon-

takttemperaturen eingestellt. Sie betragen bei den Vorhydrierungskammern in den 5058-Öfen 18,5 bis 21 mV, in den 7846-Öfen 1 mV mehr, bei der 6434-Kammer 19 bis 21,0 mV. Die Erhöhung wurde durch das langsame Abklingen der Kontaktwirkung und durch die Steigerung der Raffinationsansprüche, die mit der Inbetriebnahme der 6434-Kammer eintraten, bedingt. Das Abklingen erstreckte sich bei den Vorhydrierungskammern über 3 Jahre, bei der 6434-Kammer über 1 1/4 Jahr und bedeutet eine normale Lebensdauer der Kontakte.

Produkte und Kammerbelastung.

Das in der Gasphase eingesetzte A-Mittelöl stammte zu etwa 75 % aus Braunkohle und zu 25 % aus Fremddölen und schwankte mit der Art der zur Verwendung gelangenden Fremddöle in seinen Eigenschaften. Bezeichnend für das Produkt war ein hoher Gehalt an Phenolen, der Spitzenwerte bis 20 % erreichte und sich normalerweise um 15 % hielt. Die besonders in der Anfahrzeit auftretenden hohen Phenolgehalte äußerten sich in einer starken Wärmetönung in den Öfen und ließen nur eine mittlere Belastung der 5058-Kammer zu. Später konnte, weil der Phenolgehalt absank und der Kontakt von seiner Anfangsaktivität eingebüßt hatte, die Belastung erhöht werden.

Anfang 1943 wurde zur Aufnahme der Fliegerbenzinproduktion eine 6434-Kammer in Betrieb genommen. Hierdurch wurden erhöhte Reinheitsansprüche an das 5058-Abstreiferprodukt gestellt. Um diese erfüllen zu können, mußte die Belastung der Vorhydrierungskammern wieder etwas gesenkt werden. Als mittlere Belastung der Vorhydrierungskammern gilt 0,6 kg Einspritzung/ltr. Kontaktraum, als Höchstbelastung 1 kg/ltr. Die Belastung der 6434-Kammer lag höher und betrug im Mittel 0,75 bis 0,80 kg/ltr., die Höchstbelastung überstieg 1,1 kg/ltr. Kontaktraum.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse 1943

Ausnutzungsgrad	Bi-Kammern	75,2	
	Mi-Bi-Einspr.		
	P.	51,8	
(Wirkliche Betriebsstunden):			
(Mögliche Betriebsstunden):	Umlaufpumpen	53,2	
Zahl der betriebenen Kammern	5058	2,08	
(Durchschnitt)	6434	0,80	
Mittl. Reaktionsvolumen	5058	37,4	m ³
	6434	12,4	m ³
Mittl. Einspritzung	5058	0,824	m ³ RV/h
	6434	1,120	"
Mittelöl-Durchsatz	5058	0,764	t/m ³ RV/h
	6434	1,070	"
Bi-Leistung (-180°)	5058	0,280	"
	6434	0,710	"
Frischgas / Einspritzung	5058	432,0	nm ³ /t
	6434	255,--	"
Kaltgas / Einspritzung	5058	700,--	"
	6434	262,5	"
Kreislaufgas (Ka-Eing.)	5058	4325	"
Einspr.	6434	1610	"
H ₂ im Kreislaufgas (Kammer-Eing.)		83,9	%
Druck		306,5	ata
Bi - 180° im A-Mittelöl		22,8	%
Phenole im A-Mittelöl		15,4	%
H ₂ S im Einspritzprodukt	5058	--	%
	6434	0,5	%
NH ₃ u. org. Basen im Einspritzprodukt	6434	5,0	mg/l
Bi - 180° im Abstreifer	5058	38,2	%
	6434	68,0	%
Gelöstes Gas im Abstreifer			
	5058	24,9	m ³ /m ³
	6434	11,5	"
	5058	58,2	"
	6434	29,3	"
Zwischenentspannungsdruck	5058	28	ata
	6434	28,--	"
Stundenmengen	(5058	29,9	m ³ /h
Mittelöleinspritzung	(6434	12,1	"
Wassereinspritzung	5058 und 6434	6,85	"
Wasser für NH ₃ Wascher			
	5058	12340	nm ³ /h
Frischgas	6434	3670	"
Abstreifergas:	5058	818	"
	6434	377	"
	5058	1660	"
	6434	750	"

Eigenschaften der Einspritz- und Abstreiferprodukte 1943VorhydrierungA-Mittelöl

Dichte	0,927/20°	Aromaten	62,5
AP I (phenolfr. Prod.)	4,0	Olefine	17,2
Phenolgehalt	15,4 %	Naphthene	9,2
- 180°	20,5 %	Paraffine	11,1
Siedeende	348°		

5058-Abstreifer

Dichte	0,825/20°	Aromaten	15,0
A.P. I	52,0	Olefine	2,0
Phenolgehalt	0,03 %	Naphthene	29,4
bas. Stickstoff im B-Mittelöl)	5 mg/ltr.		
Benzinanteil bis 180°	38 %		

Eigenschaften des Benzins - 180°

Dichte	0,765/20°	Aromaten	8,4
AP I	43,4	Olefine	1,9
Anteile - 100°	22 %	Naphthene	30,4
O.Z. (Motor)	60,5	Paraffine	59,3

Gelegentlich hinter dem 5058-Vorofen abgenommene Proben hatten folgende Zusammensetzung:

Dichte 20°	895		
AP I	20,0		
Phenolgehalt	6 %		
Anteil - 180°	25 %		

Benzinierung6434-Kammer-Einspritzprodukt

Vorhydrierungsmittelöl	56 %		
6434 Rückführungs-Mittelöl	44 %		
Dichte	0,824/20°		
AP I	54		
Basenstickstoff	5 mg/ltr.		
Siedeende	328°		

6434 - Abstreifer

Dichte	0,768/20°	Aromaten	7,2
AP I	54	Olefine	2,6
Bi bis 150°	49,0 %	Naphthene	58,0
Bis bis 180°	68,0 %	Paraffine	32,2

Eigenschaften des Benzins - 150°

Dichte	0,724/20°	Aromaten	6,1
AP I	53,5	Olefin	1,9
- 100°	49 %	Naphthene	43,5
O.Z. (Motor)	73,3	Paraffine	49,5

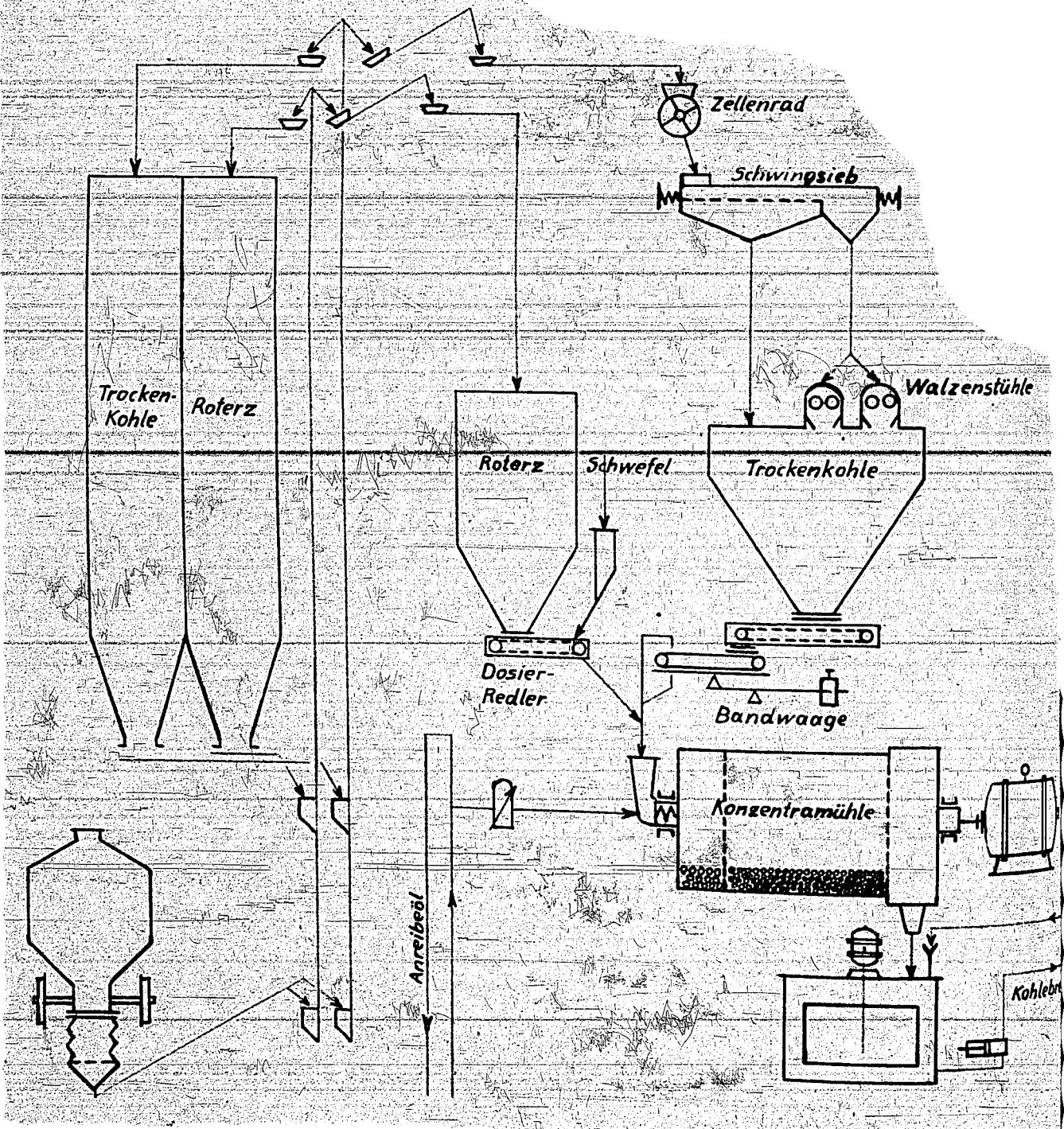
100000113

Kohlemahlanlage.

Prinzip:



Apparate-Schema.



Beschreibung und Arbeitsweise.

Die Trockenkohle und der Kontakt werden in geschlossenen Großraumwagen antransportiert. Die Wagen werden mittels preßluftgesteuerter staubdicht abschließender Verbindungsstücke an die Förderwege angeschlossen und in die Bunker entleert. Zum Heraushalten grober Fremdkörper sind an der Eintrittsstelle von Kohle und Kontakt Eisenroste 50 x 50 mm angebracht. Die Fördereinrichtung besteht aus Horizontal- und Senkrechredlern. Für die Kohle stehen 2, für den Kontakt ein Weg zur Verfügung. Für die Senkrechförderung des Kontaktes mußte der Redler durch ein Becherwerk ersetzt werden, da der Kontakt zur Brikettierung neigt und den Senkrechredler verstopfte. Der lange Weg, den Kohle und Kontakt zu beschreiten haben, erfordert eine vielfache Unterteilung der Förderwege. Insgesamt sind 6 Redler hintereinandergeschaltet. Um Verstopfungen und Zerstörungen der Redler durch in falscher Reihenfolge vorgenommenes Anfahren und Abstellen zu vermeiden, ist jeder Förderweg mit einer automatischen Staffelschaltung der Antriebsmotore ausgestattet.

Alle Apparaturen der Mahlanlage stehen unter Schutz-Kohlensäure, deren richtige Einstellung analytisch überwacht wird.

~~Die Kohle wird zunächst einer Trockensiebung über Resonanz-~~
Schwingsieben unterzogen. Siebdurchlauf und Überlauf betragen je etwa 50 %. Die durchgesiebte Kohle geht direkt, der überlaufende Anteil nach Mahlung in Walzenstühlen in die der Kohlebreimühle vorgeschalteten Zwischenbunker.

Um ein Herausschießen der Kohle zu vermeiden, ist am Bunker-
auslauf ein Zellenredler, der bis 80 % seiner Leistung im
Kreislauf fördern kann, angebracht.

Es folgt nun als wesentlichster Apparatebestandteil der Mahl-
anlage die rotierende Kohlebreimühle mit Dosiereinrichtungen
für Kohle, Kontakt und Anreibeöl. Die Mühle besteht im Wesent-
lichen aus einer Eintragsschnecke für Kohle und Kontakt, einer
Vorkammer und einer in 5 Segmente unterteilten Hauptkammer.
Vor- und Hauptkammer sind durch eine geschlitzte Zwischenwand
getrennt. Die Vorkammer enthält als Mahlkörper Eisenkugeln
von 50 - 80 mm \varnothing , die Hauptkammer zylindrische Eisenstücke
von etwa 25 mm Länge und 20 mm \varnothing . Die Umlaufgeschwindigkeit
der Mühle beträgt 21 Umdrehungen/Min.

100000115

Die Dosiereinrichtungen bestehen in einer automatischen Bandwaage für die Kohle und einem mit stufenlosem Getriebe ausgestatteten Zellenredler für den Kontakt. Die Einstellung der Anreibeölmenge erfolgt durch einen automatisch preßluftgesteuerten Schieber mit einem volumetrischen Mengemesser als Impulsgeber. Der Schwefel wird von Hand eingewogen.

In der Mühle werden Kohle, Kontakt, Schwefel und Anreibeöl zu dem Kohlebrei vermahlen. Der Kohlebrei geht über einen Zwischenbehälter und wird von dort mittels Kolbenpumpe zum Hochdruck gepumpt, wo er über Schwingsiebe den 700 atm.-Pumpen der Kohlekammer zuläuft.

Betriebliche Entwicklung, Schwierigkeiten und Maßnahmen zur Abhilfe.

Kohlebrei

Für einen reibungslosen Betrieb der Sumpfphase ist die Herstellung eines einwandfreien Kohlebreies die Voraussetzung, vor allem müssen plötzliche Änderungen seiner Zusammensetzung vermieden werden.

Der aus rheinischer Braunkohle hergestellte Kohlebrei hat eine abnormal hohe Viskosität. Diese Eigenart ist auf eine besondere Quellfähigkeit der Kohle zurückzuführen, dazu spielt ~~der relativ hohe Wassergehalt unserer Trockenkohle~~ und die Viskosität unseres mit 350° Siedebeginn hoch abgeschnittenen Kohleabstreifer-Schweröles eine Rolle. Es gelingt nicht, über die Feststoffkonzentration von 42 % hinauszugehen. Bei Überschreiten dieses Wertes verliert der Brei seine Pumpfähigkeit und läuft an den Breisieben des Hochdruckes über. Zur Einhaltung eines richtig zusammengesetzten Kohlebreies sind erforderlich: Zuverlässige Dosierung der Komponenten, besonders des Kontaktes, niedriger H₂O-Gehalt der Kohle und des Kontaktes, gleichbleibende Zusammensetzung des Anreibeöles, Tiefhalten seines Feststoffgehaltes. Die Temperatur des Anreibeöles muß zur Verdampfung des mit Kohle und Kontakt eingebrachten Wassers und zur Herabsetzung der Viskosität des Breies möglichst hoch (125° - 130°) gehalten werden.

Analyse des Kohlebreies (Mittel 1943)

100000116

d 110°	1,175	
H ₂ O	1,9	Gew. %
Festes	41,0	" "
Reinkohle	35,6	" "
Asche im Festen	13,3	" "
Fe im Festen	3,0	" "
Ges. S bezogen auf		
Festes	1,6	" "
Siebrückstand über		
0,3-mm-Sieb v. Festen	10,6	" "

Die Kohle

Die Kohle wurde von der Grube im allgemeinen in guter, gleichbleibender Zusammensetzung geliefert. Störungen mechanischer Art traten dann ein, wenn die Siebeinrichtungen der Trockneranlage umfahren wurden. Der Wassergehalt betrug im Mittel 7,5 % mit Spitzenwerten bis 12%. Der Mittelwert liegt um 3,5 % über der Vorschätzung. Trotzdem H₂O in der Kohle unerwünscht ist, weil es zu Viskositätsstörungen des Kohlebreies und zur Erhöhung des Heizgasverbrauches im Hochdruck führt, wurde zwecks Herabminderung der Entzündungs- und Explosionsgefahr dieser hohe Wasserwert beibehalten.

Die Trockenkohle neigt zum Schießen, worunter das plötzliche Ausfließen großer Mengen feiner Kohle aus den Bunkerabläufen verstanden wird. Wirksame Gegenmaßnahmen bestehen im Unterlassen jedes vermeidbaren Umwälzens von Kohle in den Redlern, da hierbei eine Zerkleinerung der Kohle erfolgt und im wöchentlichen ein- bis zweimaligen Entleeren der Hochbunker, um die Ansammlung größerer Feinkohlemengen zu vermeiden.

Die unter den Zwischenbunkern angebrachten Zellenredler bewährten sich hierbei. Hier trat ein Schießen der Kohle nur aus den Schurren zwischen Zellenredlern und Hilburgwaagen auf. Die Schurren sollen gelegentlich verkleinert werden.

Unangenehm und gefährlich ist das Stauben der Trockenkohle. In der Trocknungsanlage der Grube ereignete sich eine schwere Staubexplosion, in unserer Mahlanlage eine Reihe von Bränden und Verpuffungen. Zum Schutz des Innern der Apparate wurde die CO₂-Spülung soweit vervollkommenet, daß nach gewissen Anfangsschwierigkeiten bald keine Störungen mehr eintraten. Mehr Schwierigkeiten verursachte der nach außen tretende Staub.

Neben Vervollkommnung der Abdichtung brachte die Verlegung von Druckausgleichs- und Entlüftungsleitungen und vor allem der Einbau einer trichterartigen Einschnürung in die Ablaufschürren von der Waage zu den Mühleneingängen eine erhebliche Verbesserung.

Versuche, unsere Kohle nach dem Vorbild von Leuna zur Staubbekämpfung mit Anreibeöl zu befeuchten, hatten ein befriedigendes Ergebnis. Platzmäßig würde der Einbau einer Befeuchtungsapparatur schwierig sein.

Der Kontakt

Angewendet wurde Extraktionsrückstand von Bauxitaufschluß, sogenannter Bayerschlamm, in vorgetrockneter und grobgesichteter Form bis 30 mm Korngröße von den Lieferfirmen Gerdemann in Quadrat-Ichendorf und der Chem. Fabrik Hösch, Düren. Der Fe_2O_3 -Gehalt des Gerdemannschen Produktes lag immer über 50 %, des Produktes der Fa. Hösch etwa 5 % tiefer. An sonstigen Bestandteilen enthält das Roterz Ca CO_3 , Alkali, Al-Oxyd und Silikate. Der H_2O -Gehalt des Kontaktes betrug im Mittel 6 bis 8 % und stieg gelegentlich bis 12 % an.

Die hohen Wassergehalte, die insbesondere bei dem Produkt von Gerdemann auftreten, konnten nach Einbau einer Absaugvorrichtung für den Brühdampf der Roterztrocknungsanlage vermieden werden.

~~Das Roterz neigt zu Krustenbildung im Hochbunker.~~ Der Bunker muß deshalb in Abständen von 3 Monaten ausgeräumt werden.

Der Schwefel

Die Einwaage und Zugabe des Schwefels erfolgte bisher von Hand. Der Bau einer automatischen Dosiervorrichtung unterblieb wegen des kriegsbedingten Schlossermangels. Aus Gründen der Schwefelverbilligung und um die Messung durch Einsatz größerer Produktmengen zu erleichtern (bei der Verwendung von reinem Schwefel kommen nur etwa 100 kg/h auf eine Dosiervorrichtung) ist daran gedacht, schwefelhaltige Gasreinigungsmasse zu verwenden. Ein besonderer Anreiz hierzu besteht darin, daß die Masse von der chemischen Fabrik Wesseling geliefert werden könnte.

100000118

Um das mechanische Verhalten der Reinigungsmasse, insbesondere die Verwendbarkeit unseres Kontakt-Dosierredlers zu prüfen, wurde eines unserer Mühlenaggregate 2 Tage lang mit einer 40 % S enthaltenden Gasreinigungsmasse betrieben. Hierbei zeigten sich keinerlei Verarbeitungsschwierigkeiten.

Das Anreibeöl

Das Anreibeöl ist ein Gemisch von Kohleabstreifer-Schweröl, Schleuderoel, Schwelöl und Fremddölen. Die Mischung erfolgt im Schweröltanklager mit Hilfe von registrierenden Eckardtmeßern.

Zusammensetzung des Anreibeöls: (Mittel 1943)

Kohleabstreifer-Schweröl	34,2 %
Schleuderoel u. Schwelöl	56,7 %
Fremddöl	9,1 %

Die wichtigsten analytischen Daten: (Mittel 1943)

d 110°C	1,062	
Festes	4,0	Gew. %
Asche im Festen	50,7	" %
Asphalte im Gel	8,8	" %
Anteil - 350°	10,6	" %

Von den angeführten Werten fällt der Feststoffgehalt des Anreibeöles besonders ins Gewicht, da mit ihm bei gleichbleibender Kohleeinstellung der Feststoffgehalt des Kohlebreies schwankt.

Von den Ausgangsölen des Anreibeöles ist das Schleuderoel der Träger des Feststoffes. Es ist demnach von besonderer Wichtigkeit, daß die Schleuderoelzusammensetzung und sein Zusatz möglichst konstant gehalten werden.

Die Mahlfeinheit der Kohle.

Siebrückstand auf:	3,0	2,0	1,0	0,5	0,3	0,1	0,6 mm Masch. Sieb
TBK im Anlieferungszustand	10,0	24,0	46,0	60,0	71,0		
Schwingsieb							
52% Durchlauf	-	0,3	9,0	25,0	43,5		
48% Überlauf	21,0	49,5	36,1	98,0	100,0		
Ausgang Walzenstuhl	0,8	1,8	25,2	45,7	64,8		
Eingang Mühle	0,4	1,0	16,8	34,9	53,7		
Ausgang " (Kohlebr.)-	-	-	-	3,5	13,0	16,7	36,0

Belastbarkeit der Mühlen.

Die erreichbare Maximal-Belastung einer Mühle beträgt bei der Herstellung eines 41%igen Kohlebreies 25 to/h TBK. Der Engpaß liegt in der Durchlässigkeit der zwischen der Vorkammer und Hauptkammer angebrachten Schlitzwand. Auch die Bandwaage für

10000119

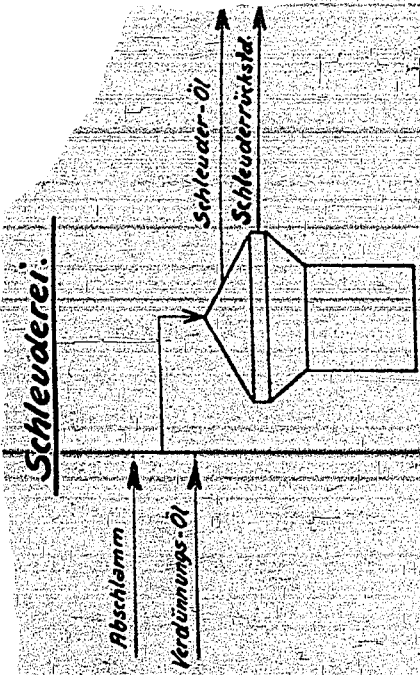
die Trockenkohle ist mit 25 to/h nahezu ausgelastet. Die Mahlfineinheit des so hergestellten Breies unterscheidet sich nicht merklich von der 20to/h Belastung. Zwecks Verbesserung der Mahlfineinheit des Breies wurden die Mahlkörperfüllungen erhöht. In die Vorkammern wurden statt anfänglich 9 to 12 to Kugeln eingefüllt, in die Hauptkammern 60t statt 55t Mahlkörper. Die Abnutzung der Kugeln betrug 0,65 kg/Betr.Std., die der Mahlkörper 0,75 kg/Betr.Stk., d.i. rund 4 % Kugel- und 1% Mahlkörperverlust im Betriebsmonat. Der aus diesen Erfahrungszahlen errechnete Verlust wird einmal im Jahr ergänzt. Der Verschleiß der Mühlenwandungen und Einbauten, die aus härterem Material als die Füllkörper hergestellt sind, ist gering und fällt nach 3jähriger Betriebszeit praktisch nicht ins Gewicht.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse

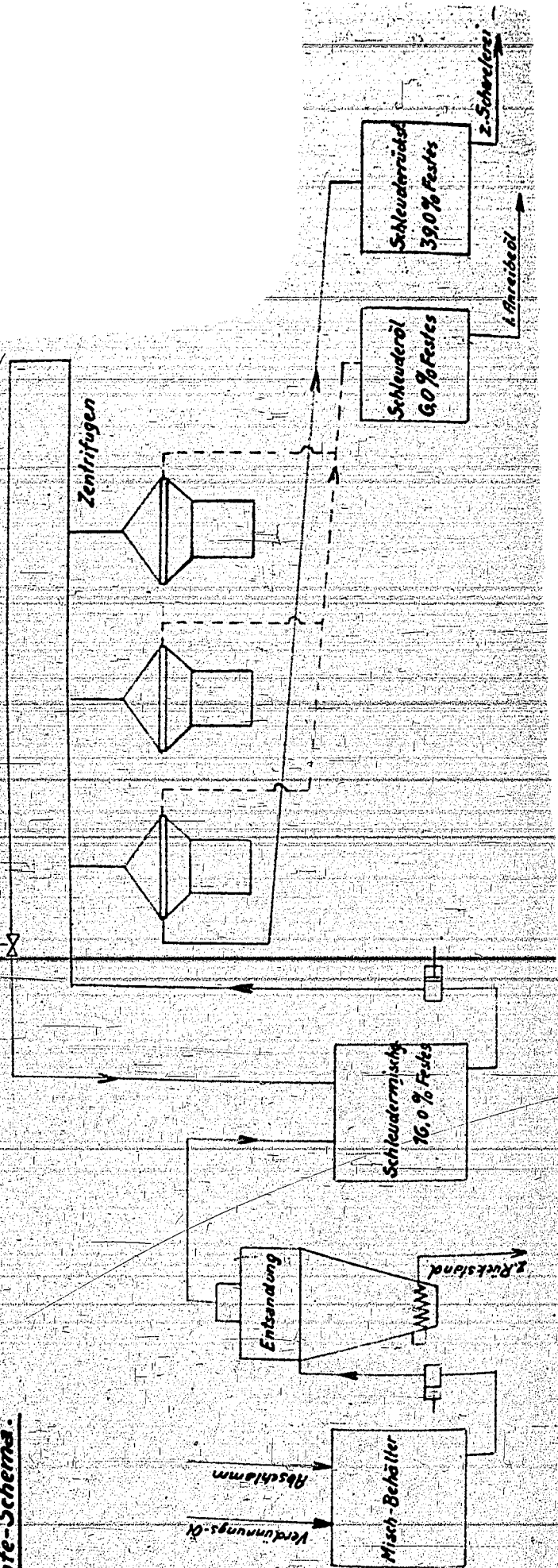
Ausnutzungsgrad der Mühlen	60,1 %	
Zahl der betriebenen Mühlen	2,445	
Mittlere Belastung aller Mühlen	54,-	t/h TBK
Mühlen-Betriebsstunden	21416	h/Monat
Kohlebrei		
Mahlfineinheit 0,3 mm Sieb	10,6 %	
Feststoff	41	
Viskosität (500 cm ³ /100°/6mm Düse)	48 - 60	sec.
Asche im Festen	13,4	%
Reinkohle im Kohlebrei	32,4	%
Im Anreibeöl		
Kohleabstrf. Rückstand	54,2	%
Schleuderoel und Schwelöl I	56,7	%
Fremdöl	9,1	%
Anteil bis 340°	10,5	%
Festes	4,05	%
Asphalt	8,9	%
H ₂ O in TBK	7,86	%
Asche in TBK	5,83	%
Roterz bez. auf TBK4	5,88	%
Fe im Roterz	35,5	%
H ₂ O im Roterz	9,3	%
Schwefel bez. auf TBK4	1,19	%
Stundenmengen		
TBK		
Roterz	48,98	t/h
Schwefel	2,88	"
Anreibeöl	0,58	"
Kohlebrei-Erzeugung	79,67	"
	130,57	"

100006120

Prinzip.



Apparate-Schema.



Beschreibung der Apparatur und Arbeitsweise.

Der in den Kohlekammern anfallende Abschläm wird in der Schleuderei zu einem feststoffarmen Schleuderoel, das dem Anreibeöl zugegeben wird, und einem feststoffreichen Schleuderrückstand, der in den Schwelöfen verschwelt wird, getrennt.

Der Abschläm fällt nach den Betriebsbedingungen des Hochdruckes mit schwankendem Feststoffgehalt an und wird mit so viel Kohleabstreiferrückstand verdünnt, daß eine gleichmäßig zusammengesetzte Schleudermischung entsteht.

Diese geht über eine Entsandung. Sie besteht aus einem konischen Behälter von etwa 40 m³ Inhalt. Das Produkt tritt tangential in den Behälter ein und verläßt ihn durch ein engmaschiges Sieb (0,8 mm) nach oben. Die sandigen Bestandteile setzen sich im unteren konischen Teil ab und werden durch eine Schnecke ausgelesen.

Das entsandete Produkt wird über eine Kreislaufleitung den Laval-Zentrifugen zugepumpt. Diese haben eine Drehzahl von 3 200 Umdrehungen/Min., einen Trommeldurchmesser von 430 mm und eine Kennziffer C = 2 500 kg. Die vertikale Welle trägt in ihrem oberen Teil den sogenannten Tellerstock mit 225 schräg nach unten gerichteten Blechen von 280 mm Durchmesser und 0,5 mm Abstand. Der Tellerstock läuft in einer Trommel, die in ihrem mittleren Durchmesser eine Austragdüse aus Widia-Metall (Wolfram-Karbid) trägt.

Zwischen dem Tellerstock und der Trommel läuft ein gitterförmiger Korb, der mit Widia-Schneiden besetzt ist und den Schleuderrückstand von der Trommelwand abschält. Durch ein Cyclo-Getriebe wird erreicht, daß zwischen Korb und Trommel ein Unterschied in der Drehzahl von 15 Umdrehungen/Min. besteht.

Das Produkt wird den Zentrifugen von oben über eine Drossel zur Dosierung der Einfüllmenge durch die hohle Welle zugeführt. In den schmalen Zwischenräumen zwischen den Tellern erfolgt die Trennung des Öles vom Rückstand, Das Öl steigt zwischen den Tellern nach oben und fließt durch Löcher, die der Tellersatz in der Nähe der Welle hat, in einen Überlauf. Der feststoffhaltige Rückstand tritt durch die in der Trommelwand angebrachten Düse aus.

Durch das Ausschneiden des Rückstandes von der Trommelwand erfährt der Korb einen bestimmten Widerstand, dessen Messung das einwandfreie Arbeiten der Zentrifugen anzeigt. Dieses "Korbgewicht" soll normalerweise 1,5 kg, im Maximum 3,0 - 3,5 kg betragen. Zur Sicherung des empfindlichen Cyclo-Getriebes sind in dem Korbantrieb Bruchbolzen eingebaut, die bei Überschreiten des zulässigen Korbgewichtes abscheren.

Im Verlauf der an den Zentrifugen durchgeführten Versuche wurde eine Einrichtung entwickelt, durch die bei Überschreiten eines einstellbaren Korbgewichtes ein Fallgewicht ausgelöst wird. Durch das Fallgewicht wird ein Absperrhahn für die Produktzufuhr geschlossen und der Antriebsmotor ausgeschaltet.

Zur Durchführung eines gleichmäßigen Schleudereibetriebes müssen folgende Bedingungen konstant gehalten werden:

- 1) Druck im Schleuderkreislauf
- 2) Feststoffgehalt
- 3) Temperatur des zu schleudernden Produktes (140°)

Hierbei muß der Drossel- und Disendurchmesser der Zentrifugen so gewählt sein, daß ein möglichst hoher Feststoffgehalt im Rückstand und ein möglichst niedriger Feststoffgehalt im Schleuderoel erzielt wird.

Der Feststoffgehalt des Abschlamms schwankt im allgemeinen zwischen 18 und 22 % und wird durch Verdünnen mit Kohleabstreifer-Rückstand auf 16 % eingestellt. Durch diese Verdünnung wird zugleich eine bessere Ausfällung der gröberen Bestandteile in der Entsandung erzielt.

Die Belastung der Maschinen kann durch den Druck der Kreislaufleitung verändert werden. Der Druck wird normalerweise auf 1,0 at gehalten und in besonderen Fällen bis auf 1,2 erhöht. Eine Änderung des Durchsatzes für einzelne Maschinen wird durch Auswechslung der Drossel in der Produktzuführung erreicht. Die entsprechenden Weiten der Rückstanddüsen der Zentrifugen betragen 1,8 bis 2,2 mm. Unter diesen Verhältnissen werden folgende Betriebswerte erreicht:

Belastung einer Zentrifuge	3,2 t/h = 100%
Anfall an Schleuderoel	2,2 " = 69%
" an Schleuderrückstand	1,0 " = 31%
Festes im Schleuderoel	6,0 %
" " Schleuderrückstand	39,0 %

Erhöht man die Belastung, ohne die Düse zu verändern, so steigt der Feststoffgehalt des Rückstandes und des Schleuderöles an. Das Mengenverhältnis Öl : Rückstand verschiebt sich zu Gunsten des Öles. Vergrößert man den Rückstanddüsenquerschnitt bei gleichbleibender Drossel, so nimmt der Feststoffgehalt im Rückstand und im Oel ab.

Asche, Asphalt, Sand.

Der Feststoff des Abschlamms enthält 90 - 92 % Asche aus der Kohle und der zugegebenen Kontaktmasse, der Aschegehalt im Schleuderoel beträgt etwa 75 %, im Schleuderrückstand 95 %. Es findet also eine Anreicherung der Asche im Schleuderrückstand statt.

Der Gehalt an Asphalt beträgt um 15 %. Er findet sich gleichmäßig im Schleuderoel und Rückstand wieder. Eine Trennwirkung der Schleudern ist hierbei nicht festzustellen.

Der Sandgehalt im Abschlammsfesten beträgt etwa 5 %, im Entsandungsfesten etwa 12 %. Mit der Entsandung werden etwa 0,75 % des im Schlamm enthaltenen Feststoffes abgezweigt. Das Entsandungsprodukt wird in den Schleuderrückstand gepumpt.

Betriebliche Schwierigkeiten.

Der höchst zulässige Feststoffgehalt im Rückstand beträgt etwa 42 %. Bei noch stärkerer Eindickung tritt schnell ein Versetzen der Trommeln und Körbe durch festen Rückstand ein.

Im Hinblick auf den geringen Sandgehalt des Abschlamms wurde anfangs versucht, den Schlamm ohne Entsandung zu schleudern. Die Ausfälle an Zentrifugen infolge Verstopfung der Düsen zwangen jedoch dazu, die Entsandung in Betrieb zu nehmen.

Besonders schwierig gestaltete sich die Aufbereitung des Abschlamms neuer oder nach Unterbrechung wieder in Betrieb genommener Kohlekammern. Hierbei kam es des öfteren zu Düsenverstopfungen, die mit der Inbetriebnahme der Entsandung aufhörten.

Ferner ließ sich der während der Inbetriebnahme der Kammer anfallende Schlamm schlecht schleudern. Die Trommeln der auf normalen Schlamm eingestellten Zentrifugen füllten sich mit festem Rückstand, wodurch die Maschinen ausfielen. Durch Vermischen dieses Abschlamms mit Normalprodukt wurden diese Störungen behoben.

Die Förderung der Produkte erfolgt ausschließlich durch Simplexpumpen. Auch die ursprünglich für das Schleuderoel vorgesehenen Kreiselpumpen wurden durch Simplexpumpen ersetzt, weil die Beschaffung geeigneten Dichtungsmaterials für die Stopfbüchsen unmöglich wurde.

Die pneumatisch gesteuerten Druckhalteventile des Schleudermischungskreislaufes bewährten sich nicht und wurden durch handgesteuerte Ventile ersetzt. Besondere Schwierigkeiten bereitete die sehr wichtige Druckmessung und -Registrierung. Die Mesleitungen setzten sich mit Produkt zu. Abhilfe wurde geschaffen durch Füllen der Mesleitung mit Öl und Zwischenschaltung eines Kohlensäurepuffers, der kontinuierlich nachgefüllt wurde.

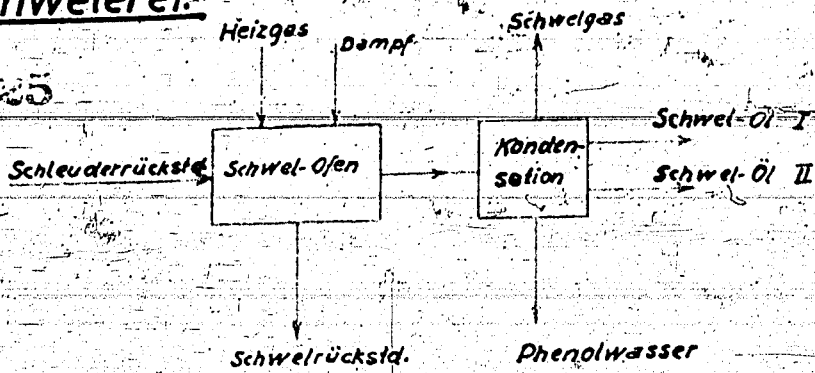
Die wichtigsten Betriebsergebnisse

Ausmützungsgrad der Schleudern	53,-	%
Zahl der betriebenen Schleudern	19,1	%
Mittlere Schleuderbelastung	2,86	t/h
Zentrifugenstunden	166906	h/Monat
<u>In Schleudermischung</u>		
Abschlamm	38,51	%
Verdünnungsöl	11,49	%
<u>Reststoff in</u>		
Abschlamm	18,5	%
Schleudermischung	16,4	%
Schleuderoel	6,3	%
Schleuderrückstand	38,9	%
<u>Stundenmengen</u>		
Abschlamm zur Schleuderei	43,3	%
Verdünnungsöl	6,3	t/h
Schleudermischung	54,6	"
Schleuderoel	39,7	"
Schleuderrückstand	15,4	"

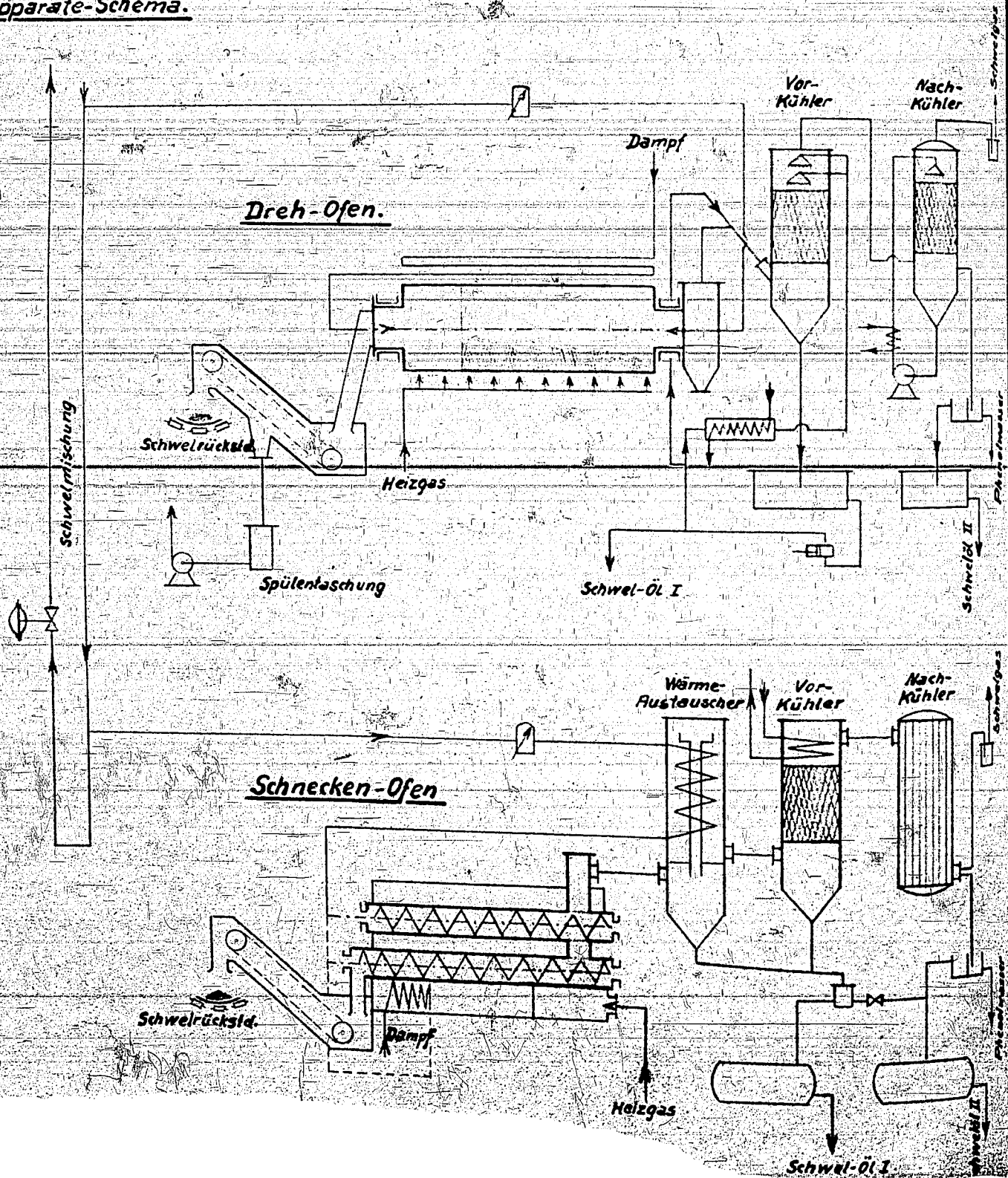
Rückstand-Schwelerei

100000125

Prinzip



Apparate-Schema



Beschreibung der Apparatur.

Der in der Schleuderei gewonnene Schleuderrückstand wird unter Zugabe von Wasserdampf verschwelt. Dabei werden etwa 75 % des Öles in 2 Fraktionen, dem schweren Schwelöl I und dem leichter siedenden Schwelöl II gewonnen. Die vergasenden Bestandteile gehen als Restgas über Dach oder werden als Heizgas im eigenen Ofen verbrannt. Der Schwelrückstand, der 65 % aschehaltigen Feststoff und 35% größtenteils verkoktes Restöl enthält, wird verworfen.

Die Schweierei umfaßt zwei Anlageteile mit verschiedenen Ofentypen

- 1) sechs Drehöfen
- 2) sechs Schneckenöfen.

Die Drehöfen bestehen aus einer horizontalen, nach hinten schwach geneigten Trommel von 11,00 m Länge und 2,20 m Durchmesser. Die Innenwandung der Trommel ist auf einen 3 m breiten Streifen vor der Scheidewand durch elektrisch aufgetragene Raupen aus Guronit (Chrom-Gehalt ca.25%) mit SH-Schwarz als Binde-Elektrode gepanzert. Die Trommel dreht sich im normalen Betrieb mit 9 Umdrehungen in der Min. Die Drehzahl kann durch Umschalten des elektr. Antriebes auf 18 Umdrehungen/Min. erhöht werden. Die Ofentrommel wird durch eine Reihe von 12 Gasbrennern beheizt, eine zweite Reihe Gasbrenner beheizt den über der Trommel liegenden Zug mit dem Dampfüberhitzer und Produktvorwärmer. Der Ofenraum ist in dem vorderen Schwelraum, der etwa 3/4 der Trommellänge einnimmt und mit 9,0 t Mahlkörper von 1,8 kg Stückgewicht gefüllt ist, und in einen hinteren Teil mit weiteren 24 Stück Mahlkörpern von 10 kg Stückgewicht unterteilt.

Das Einfüllprodukt wird nach Verlassen des Vorwärmers über ein Einspritzrohr durch den vorderen Ofenhals kontinuierlich eingefüllt. Die Mahlkörper verhindern die Bildung von Koks an der heißen Trommelwand und fördern zugleich die Wärmeübertragung an das Schwelgut. Das Produkt wandert entsprechend der Ofenneigung allmählich bis in den letzten Teil des Ofens, die sogenannte Austragskammer und wird dort von einer Schnecke durch den hinteren Ofenhals in eine Wassertauchung gefördert. Aus der Tauchwanne wird es durch einen Kratzer ausgetragen und auf ein Förderband zur Verladung in Eisenbahnwagen gegeben. Durch die hohle Schneckenwelle wird Dampf in das Ofeninnere geblasen. Die freiwerdenden Ölgase verlassen die Ofentrommel durch den vorderen Ofenhals über einen angebauten Staubsack.

Die Kondensation erfolgt in zwei berieselten Kühlern, einem Vorkühler und einem Nachkühler. Zur Berieselung des Vorkühlers dient das eigene Kondensat (Schwelöl I), das zum Teil im Kreislauf über einen Röhrenkühler in die Kolonne zurückgeführt wird. Ein Teil dieses Kreislaufes geht außerdem als Spülöl durch die heiße Ölgasleitung zwischen Staubsack und Vorkühler.

Im Nachkühler kondensiert das Schwelöl II und der in den Ofen eingeblasene Wasserdampf. Die Trennung des Wassers vom Schwelöl erfolgt in einem Ölabscheider. Aus dem Sumpf des Nachkühlers wird ein Teil des Wassers im Kreislauf über einen Imperial-Kühler zur Berieselung des Nachkühlers zurückgepumpt. Vorkühler und Nachkühler sind mit Raschigringen gefüllt. Die Restgase gehen über eine Tauchung ins Freie.

Schneckenöfen

Die Schneckenöfen bestehen aus zwei übereinanderliegenden, feststehenden Ofentrommeln, Länge 16,00 m, Durchmesser 1,00 m. Die Trommeln sind am vorderen Ende durch Zwischenstücke verbunden. In beiden Trommeln liegen Schnecken, die jede durch einen eigenen Motor mit einer Drehzahl von 1,0 Umdrehung/Min. angetrieben werden. Die Welle der oberen Schnecke ist hohl und dient zur Einfüllung des Produktes in die Öfen. Dieses tritt am hinteren Wellenende in den Oberofen, bewegt sich mit der Schnecke nach vorn, fällt durch das Zwischenstück in den Unterofen und wird von der Unterschnecke nach der Austragseite gefördert. Die Untertrommel mündet mit einem gasdichten Blechschacht in eine Wassertauchung. Der Ausstrag des Schwelrückstandes geschieht bei den Drehöfen durch ein Kratzerband. Der Rückstand wird durch ein Förderband in Eisenbahnwagen verladen.

Die Beheizung der Schneckenöfen erfolgt durch einen Brenner, der an der Stirnseite des Ofens unter der Untertrommel liegt. Durch Regulierverschieber können die Feuergase aus der Brennkammer und dem ersten Zug unmittelbar an die Ofentrommeln geleitet werden. Im letzten Zug über der Obertrommel sowie im hinteren Teil des ersten Zuges liegt der Dampfüberhitzer. Der überhitzte Dampf wird sowohl in die Ober-, als auch in die Untertrommel geblasen. Die Schnecken jeder Trommel tragen innerhalb der Schneckenbleche an Ketten hän-

gende Schlagstangen, die das Ansetzen von Koks verhindern sollen. Die Ölgase verlassen den Ofen durch ein Steigrohr am vorderen Ende der Obertrommel. Sie geben ihre fühlbare Wärme zunächst in einem Regenerator an das Einspritzprodukt ab und kondensieren dann in zwei Stufen, einem Vorkühler und einem Nachkühler. Beide Stufen sind wassergekühlt. Der Vorkühler besteht aus einer Füllkörpersäule mit aufgesetztem Dephlegmator. Der Nachkühler ist als Röhrenkühler ausgebildet. Das Kondensat aus dem Sumpf des Vorkühlers und aus dem unter dem Regenerator liegenden Staubsack wird vereinigt und als Schwelöl I abgeführt. Das Schwelöl II des Nachkühlers wird in einer Schmelzflasche vom Schwelwasser getrennt. Das Restgas geht über eine Tauchung ins Freie. Es kann auch als Heizgas dem Brenner des eigenen Ofens zugeführt werden.

Bedienungsweise

Die Fahrweise der Schwelöfen wird durch folgende Faktoren bestimmt:

- 1) Einspritzmenge
- 2) Ofentemperaturen
- 3) Menge und Temperatur des eingeblasenen Dampfes
- 4) Kopftemperaturen der Vor- und Nachkühler
- 5) Ofendruck.

Die Dreh- und Schneckenöfen erfordern entsprechend ihrer Bauart voneinander abweichende Bedienungsweisen. Das ausgeschwelte Produkt der Drehöfen staubt leicht. Um ein Mitwandern des Staubes mit dem Spüldampf, das leicht zu Verstopfungen in der nachgeschalteten Apparatur führen kann, zu vermeiden, darf nur eine relativ geringe Dampfmenge, nämlich 100 kg/to. Einfüllung gegenüber 500 kg/t bei den Schneckenöfen angewendet werden. Um den gleichen Schwel-effekt zu erreichen, muß die Temperatur höher gehalten werden. Sie wird auf der mit Rücksicht auf das Wandungsmaterial tragbaren Höchstgrenze, d. i. 590° gehalten. Die Temperatur der Schneckenöfen beträgt maximal 560°. Eine höhere Temperatur führt zu einer schnelleren Verkokung der Schneckengänge. Entsprechend den Unterschieden der Fahrbedingungen unterscheiden sich die Schwelrückstände beider Ofentypen. Beide enthalten noch etwa 35 % organische Substanz. Sie besteht bei den höher erhitzten Drehöfen hauptsächlich aus Koks, bei den Schneckenöfen zu etwa 3/5 aus benzollöslichem Produkt.

Die Kopftemperaturen der Vor- und Nachkühler betragen 220° - 240° bzw. 110° - 130°. Sie erfordern eine besondere Überwachung, wenn eine scharfe Trennung des Wassers vom Schwelöl II verlangt wird.

100000129

Der Druck in der Ofentrommel gibt ein Maß für den Grad der Verkokung des Ofens. Er beträgt für normale Verhältnisse bei den Drehöfen 80 - 120 mm WS, bei den Schneckenöfen 40 - 60 mm WS.

Betriebliche Schwierigkeiten.

1. Drehöfen

Die Inbetriebnahme der Drehöfen verlief ohne Störungen.

Produktvorheizung

Durch häufiges Abstellen der Öfen bei Fliegeralarm traten Verkokungen in den Rohren der Produktvorwärmer ein. Die Vorwärmer wurden daraufhin abgeblindet. Bei einer Verringerung des Durchsatzes um etwa 15 % und Erhöhung der Ofentemperaturen von 575° auf 590° arbeiteten die Öfen einwandfrei. Beim Neueinbau der Vorwärmer sollen, in Verbindung mit einem Zentralbrenner, aus konstruktiven Gründen die liegenden Rohre durch Stehende ersetzt werden.

Dampfüberhitzung.

Der Verschleiß der Dampfüberhitzer aus Sichromal-Rohren war sehr groß, weil bei drei parallelen Strängen unkontrollierbare zu geringe Strömungsgeschwindigkeiten in einzelnen Rohren auftraten, die gelegentlich zu Überhitzungen und Rohrreißen führten. Nach dem Einbau von Einstrom-Überhitzern stellten sich erheblich bessere Betriebszeiten ein, trotzdem normale Siederohre verwendet wurden.

Spülentaschung.

Der Schwelrückstand fällt infolge der Zerkleinerung durch die Mahlkörper und des geringen Ölgehaltes schlammig an. Aus diesem Grunde versagte der Transport über ein Gummiförderband und wurde durch eine Spülentaschung ersetzt.

Der Rückstand wird aus der Wassertauchung von dem Kratzerband über einen Rost gefördert. Der Rost dient zum Heraushalten grober Bestandteile, die auf dem normalen Wege zum Förderband geführt wurden. Der Hauptanteil des Rückstandes fällt in feiner Form durch den Rost, wird mit viel Wasser in einen Sammelbehälter gespült und mit Hilfe einer Schleuderpumpe durch eine Rohrleitung in ein Ascheabsitzbecken gefördert. Die Verladung aus dem Absitzbecken geschieht durch einen Greiferkran.

2. Schneckenöfen

100000130

Auch die Schneckenöfen wurden ohne Störungen in Betrieb genommen. Schwierigkeiten machte jedoch die Beheizung der Ofentrommeln. Trotz Einstellung der zulässigen Höchsttemperatur der Brennkammern reichte die zugeführte Wärme nicht aus, um die Öfen in allen Teilen gleichmäßig zu beheizen. Das Anheizen eines Ofens dauert 48 Stunden gegenüber 6 Stunden bei den Drehöfen.

Durch Zumauern einiger Regulierkanäle zwischen den Feuerzügen und Verkleinerung der Brennkammern wurde eine geringe Verbesserung erzielt. Erforderlich ist die Aufstellung von Wälzgasgebläsen wie bei den Drehöfen.

Verkokung der Schnecken.

Für die Betriebsperioden der Schneckenöfen ist die Verkokung der Schnecken maßgebend. Die Unterschnecken verkokten im Durchschnitt nach 17 - 20 Tagen, die Oberschnecken nach 100 - 120 Tagen. Eine Verbesserung wird mit Aufhören der vielen kriegsbedingten Betriebsunterbrechungen und nach der Aufstellung von Wälzgasgebläsen eintreten.

Verstopfung der Regeneratoren.

Durch häufiges Abstellen der Schneckenöfen bei Fliegeralarm traten ~~Versetzungen der Regeneratorenschlangen ein.~~ Deshalb wurde der Versuch gemacht, einen Ofen ohne Produktvorwärmung zu fahren. Hierbei kondensierten in dem ungekühlten Regenerator schwere Öle, die die Abflußleitungen versetzten. Nach Berieselung des Regenerators mit Schmelöl I verlief der Betrieb bei einer unbedeutenden Verringerung der Einfüllung und einer Zunahme des spezifischen Heizgasverbrauches um 10 % befriedigend.

Gegenüberstellung der Betriebszahlen der Schmelzöfen

	Drehöfen	Schneckenöfen
Anteil an der Gesamtverarbeitg.	70 %	30 %
Einfüllung to/h/je Ofen	3,2	2,0
davon Öl " "	2,0	1,25
Schmelöl I " "	1,4 = 70 %	0,75 = 60 %
" II " "	0,1 = 5 %	0,2 = 16 %
Ölausbeute	75 %	76 %
Ofentemperatur	590°	560°
Heizgasverbrauch/Einfüllung	350 000 WE/to	350 000 WE/to
Dampfverbrauch/Einfüllung	100 kg/to	500 kg/to
Feststoffgehalt der Schwelmischung	39 %	39 %
Asphaltgehalt des Öles der Schwelmischung	13 - 15 %	13 - 15 %
<u>Analyse des Schwelrückstandes</u>		
Benzollösliches	2 %	20 %
Koks	33 %	16 %
Asche	65 %	64 %
Heizwert H _u	3 300 WE	3 450 WE

Weitere wichtige BetriebszahlenSchmelerei-Gesamt

Verarbeitete Schwelmischung		
in Drehöfen	70,49	%
in Schneckenöfen	29,51	%
<u>Stundenmengen</u>		
Schwelmischung	16,-	t/h
Schmelöl I	5,69	"
" II	1,34	"
Schmelgas	0,42	"
Ölverlust vom eingebrachten Öl	27,29	%

Schmelerei-Drehöfen

Ausnutzungsgrad	57,59	%
Ofenbetriebsstunden	30269	
Zahl der betriebenen Öfen	3,46	
Mittlere Ofenbelastung	3,26	t/h
<u>In Schwelmischung</u>		
Festes		
Asphalt im Öl	39,54	%
	24,2	%
<u>Im Schwelrückstand</u>		
Benzollösliches	2,4	%
Asche	64,2	%
Heizwert H _u	3498	keal/EG
<u>Stundenmengen</u>		
Schwelmischung		
Schmelöl I	11,28	t/h
" II	4,03	"
Schmelgas	0,84	"
Ölverlust vom eingebrachten Öl	0,35	"
	28,5	%

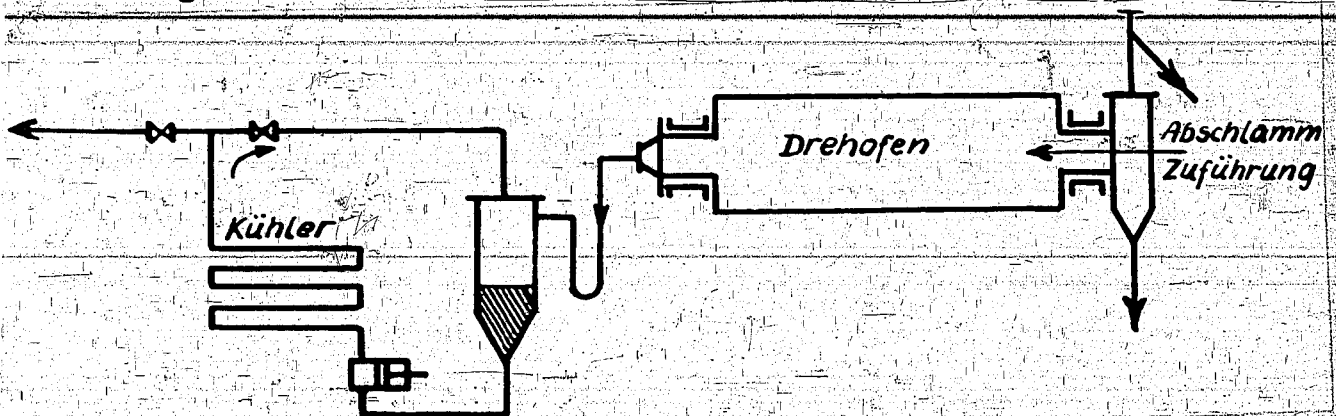
Schmelerei-Schneckenöfen

100000132

Ausnutzungsgrad	34,20	%
Ofenbetriebsstunden	17973	
Zahl der betriebenen Öfen	2,05	
Mittlere Ofenbelastung	2,30	t/h
Monatsmengen		
Ölverlust vom eingebrachten Öl	24,40	%
In Schwelmischung		
Festes	34,49	%
Asphalt im Öl	24,2	%
Im Schwelrückstand		
Benzollösliches	18,9	%
Asche	80,31	%
Heizwert H_u	3449	
Stundenmengen		
Schwelmischung	4,72	t/h
Schwelöl I	1,66	"
" II	0,50	"
Schwelgas	0,07	"

Herstellung von Brikettierpech

Die große Nachfrage nach Brikettiermitteln für französische Kohle führte zu dem Versuch, Abschläm unmittelbar in einen der Drehöfen einzusetzen und durch Abtreiben des leichten Öles bei niedriger Temperatur einen Rückstand zu gewinnen, der sich als Bindemittel für Steinkohlenbriketts eignet. Durch diese Fahrweise wird zugleich der Asphaltgehalt im Produktkreislauf der Kokekammern verringert.



Wie in dem vorstehenden Schema dargestellt, wurde für den Versuch der Austrag des Ofens so abgeändert, daß der flüssig anfallende Rückstand in einem Spitzgefäß aufgefangen und durch eine Pumpe über einen Kühler entweder im Kreislauf in das Spitzgefäß zurück oder zur Verladung im flüssigen Zustand in einen Kesselwagen gepumpt werden konnte.

Der Versuch wurde unter folgenden Bedingungen durchgeführt:

100000133

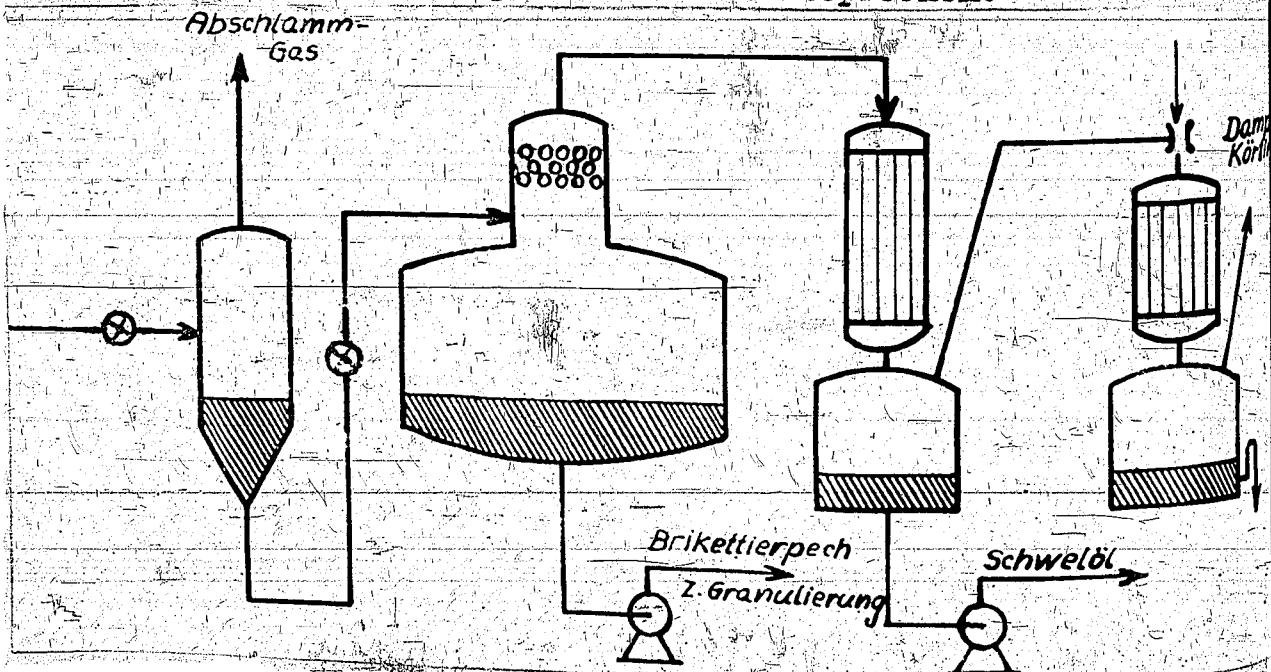
	Einfüllprodukt	Rückstand
Feststoffgehalt	16,8 %	32,1 %
Asche im Festen	85,3 %	79,6 %
Asphalt im Öl	26,3 %	41,0 %
spez. Gewicht/80°	1,20 kg/l	1,42 kg/l
Erweichungspunkt nach Krämer-Sarnow	--	74,5° C
Ofenbelastung		3,6 t/h
davon Öl		3,0 "
Festes		0,6 "
Dampfzugabe		0,21 "
Ofentemperatur		500°C
ausgebracht:		
Schmelöl 1+2		1,36 t/h
Rückstand		2,13 "
davon Öl		1,44 "
Festes		0,69 "

Plan einer Topanlage

Das Ergebnis des beschriebenen Topversuches läßt die Verarbeitung des gesamten Abschlamms in einer Topanlage zweckmäßig erscheinen, vorausgesetzt, daß die hohen Ülabgänge sich verfahrens- und wertmäßig rechtfertigen lassen.

Destillationsversuche zeigen, daß es möglich ist, die erforderliche Menge unter ausschließlicher Ausnutzung der fühlbaren Wärme des Abschlamms bei einer Temperatur von etwa 360° im Vakuum abzutreiben. Erforderlich wäre die Ausbildung einer geeigneten Hochdruck-Entspannungsdüse. Durch Granulation des Rückstandes aus der Destillierblase im Luft- oder Wasserstrom wäre das Brikettierpech in fester Form gewinnbar.

Die Apparatur würde folgendem Schema entsprechen:



100000134

Bei der Anwendung einer Topanlage würde die Apparatur der Sumpfphase erheblich vereinfacht. Die Abschlammanschleuderei könnte entfallen, die Schwelerei würde durch eine apparativ einfache Destillationsapparatur ersetzt werden.

In der A-Destillation werden das Kohleabstreiferprodukt und die ihm zugesetzten Fremddöle zu A-Mittelöl für die Gasphase und Schweröl für die Sumpfphase auseinanderdestilliert. Kohleabstreiferprodukt und Fremddöle werden im Gemisch eingesetzt, weil nur ein Ansaugtank für die Destillation zur Verfügung steht.

Apparative Einrichtung.

Die Destillationsapparaturen sind mit Füllkörpersäulen ausgerüstet, in die in Abständen von je 4 m Verteilerböden eingebaut sind. Die Vorheizung erfolgt unter Druck. Hierdurch wird das Einspritzprodukt flüssig erhalten. Anschlüsse durch zu große Strömungsgeschwindigkeit und Verkrustungen durch Eindickung des Produktes werden auf diese Weise vermieden. Die Druckvorheizung erfordert für die Zubereitung des Einspritzproduktes 2 Pumpensätze und einen Zwischenbehälter. Mittels der ersten Pumpe wird das Produkt durch die für atmosphärischen Druck ausgelegten Wärmeaustauscher in den Zwischenbehälter gepumpt. Mittels der zweiten wird es durch den Druckvorheizer gedrückt. Aus den in den Wärmeaustauschern und den Zwischenbehältern ausgetriebenen Gasen wird durch einen getrennten Kühler das sogenannte Gaskühlerkondensat niedergeschlagen.

Arbeitsweise.

Das Einspritzprodukt für die A-Destillation darf höchstens 1% Wasser enthalten, weil es sonst ins Schäumen gerät, wodurch die Kolonnen überreißen. Die Entwässerung erfolgt in 2 hintereinander geschalteten Tanks, von denen der erste als Entwässerungsgefäß, der zweite als Vorratsbehälter für die Einspritzpumpe der Destillation dient. Um eine einwandfreie Entwässerung zu ermöglichen, wird dem Abstreiferprodukt so viel Gaskühlerkondensat aus der A-Destillation zugesetzt, daß seine Dichte unter 0,970 bei 50° zu liegen kommt. Normalerweise sind hierzu 15% Zusatz erforderlich.

Das A-Mittelöl für die Gasphase wird bei 350° abgeschnitten. Diese hohe Siedelage hat eine starke Beanspruchung der Gasphasenkontakte zur Folge. Siedereste über 350° müssen deshalb sorgsamst vermieden werden. Hierzu werden die Destillationsbedingungen so eingestellt, daß bei der Engler-Destillation zwischen dem Siedende des Mittelöles und dem Siedebeginn des Schweröles eine Lücke

von mehreren Celsiusgraden auftritt. Dieser saubere Schnitt muß mit einer über das Normalmaß erhöhten Rückflußmenge, d. i. durch Aufwand von relativ hohen Heizgas- und Dampf-mengen erkauft werden. Dementsprechend liegen die Energie-verbräuche in unserer A-Destillation etwas über den Garan-tiezahlen.

Betriebliche Schwierigkeiten.

Die Anlagen liefen im großen und ganzen störungsfrei. Schwierigkeiten verursachte vor allem in der Anfahrzeit die Wasserabscheidung aus den Einspritzprodukten. Beson-ders unangenehm wirkte hierbei ein gelegentliches Übertre-ten von Abschlamm oder Kohlebrei in das Abstreiferprodukt, welche als Emulgierungsmittel wirken. Durch Verbesserung der Apparatur und Fahrbedingungen im Hochdruck und durch den Zusatz von Verdünnungsöl wurden diese Störungen praktisch beseitigt.

Belastbarkeit der Anlagen.

Die Kolonnen waren bei guter Trennschärfe und normalen Ener-gieverbräuchen zwischen 30 % und 150 % der Garantieleistung belastbar.

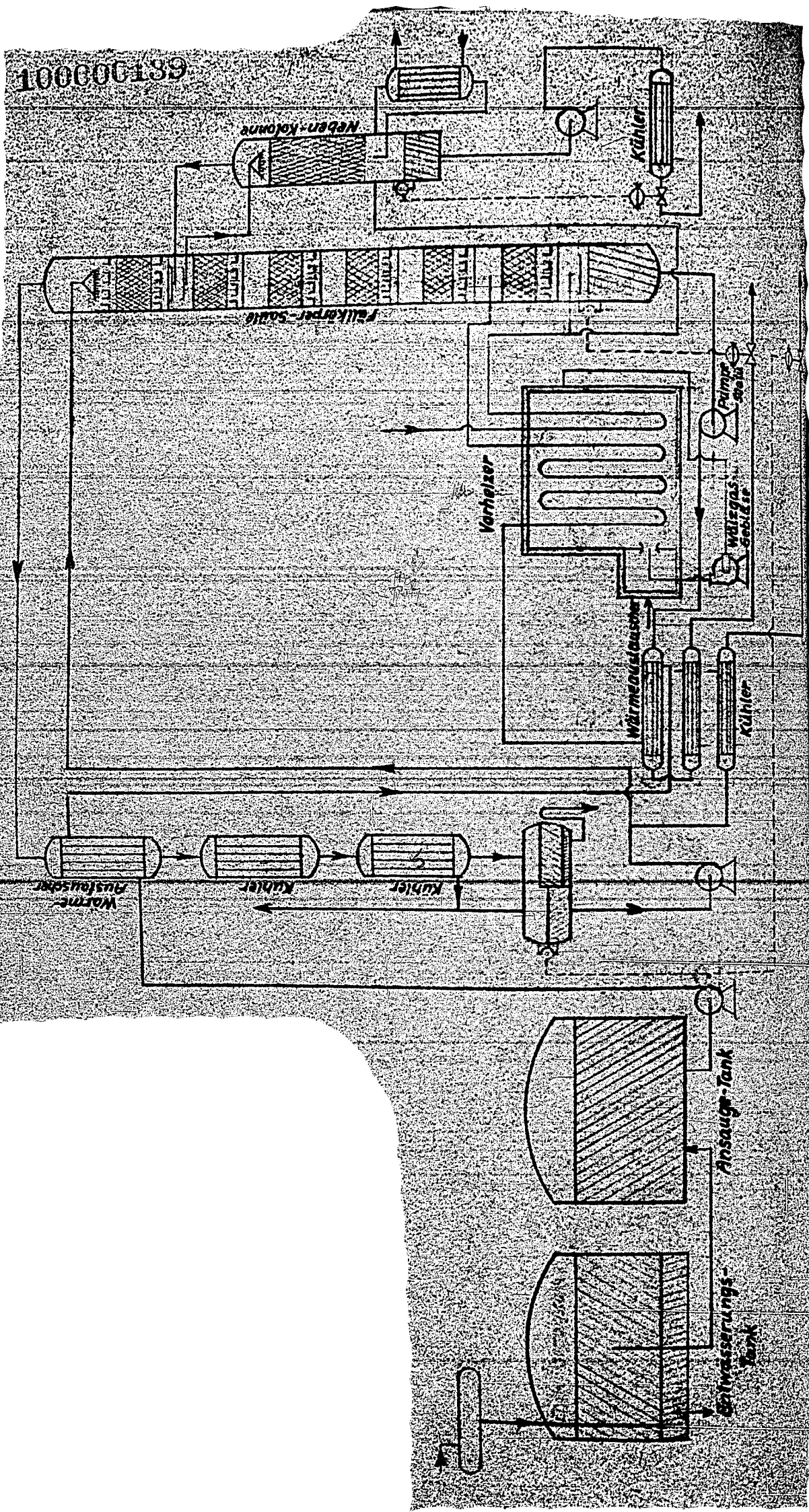
100000138

Die wichtigsten Betriebsergebnisse

Ausnutzungsgrad	85,6	%
Zahl der betriebenen Apparate	1,715	
Mittl. Belastung / Apparat (einschl. Kreislauf)	48,6	t/h
Im Anfall ohne Gaskühlerkond.		
A-Mittelöl	40,05	%
Rückstand	59,32	%
Destillationsgas K	0,58	%
Verluste	0,05	%
Siedeende des Mittelöls	342°	C
Siedebeginn des Rückstandes	349°	C
Siedelücke	7°	C
Kreislaufprodukt / Gesamt - Durchsatz	14,6	%
Destillat-Faktor ohne Kreislauf	2,92	%
(Durchsatz: Destillat) mit "	2,50	%
Stundenmengen		
Durchsatz abzügl. Kreislauf	71,3	t/h
A-Mittelöl	28,5	"
Rückstand	42,3	"
Destill.-Gas	27,8	nm ³ /h
Gaskühler-Kondensat-Rückführung	5,92	t/h
Energieverbräuche		
Heizgas/to Durchsatz	0,125	Milli WE
Dampf " "	0,078	t

100000139

B-Destillation.



Wärme-
Austauscher

Kühler

Kühler

Ansaug-Tank

Entwässerungs-
Tank

Verhölzer

Fällkörper-Säule

Neben-Kolonne

Wärmeaustauscher

Kühler

Wärmeaustauscher

Pumpe

Kühler

B - D e s t i l l a t i o n 100000140

In der B-Destillation werden die Abstreiferprodukte der Benzin-kammern getrennt. Die Apparatur ähnelt weitgehend der A-Destil-lation. Die Säulen sind höher, weil Nebensäulen zur Entnahme einer Zwischenfraktion angeschlossen sind. Die gasbeheizten Vor-heizer arbeiten unter normalem Druck.

Apparative Einrichtung und Arbeitsweise.

Die Produkte der Vorhydrierungs- und Benzinierungskammern wurden getrennt destilliert. Bei der Herstellung unserer Normalprodukte Fliegerbenzin und Dieselöl wurden folgende Bedingungen gewählt: Das Abstreiferprodukt der Vorhydrierungskammern wurde bei 125° - 130° abgeschnitten. Wenn ein Teil des Destillationsrückstandes als Dieselöl verkauft werden sollte, wurde eine Zwischenfraktion von 135 bis etwa 205° abgezogen. Die oberhalb 205° siedenden An-teile stellten das Dieselöl dar. Die Zwischenfraktion diente nach dem Zusatz von etwas Dieselöl als Ausgangsprodukt für die Benzi-nierungskammer. Bei der Verarbeitung des gesamten Destillations-rückstandes in der Benzinierungskammer wurde auf die Herausnahme der Zwischenfraktion verzichtet.

Das Abstreiferprodukt der Benzinierungskammer wurde in ein Ben-zin mit einem Siedepunkt um 150° und einem Destillationsrück-stand, der in Mischung mit dem Destillationsrückstand der Vorhy-drierungsdestillation zur Benzinierungskammer geführt wurde, ge-trennt.

Die Benzine beider Destillationen wurden vereinigt und nach dem Zusatz des Gasbenzins aus der Treibgasanlage zur Laugewäsche und Stabilisierung geführt.

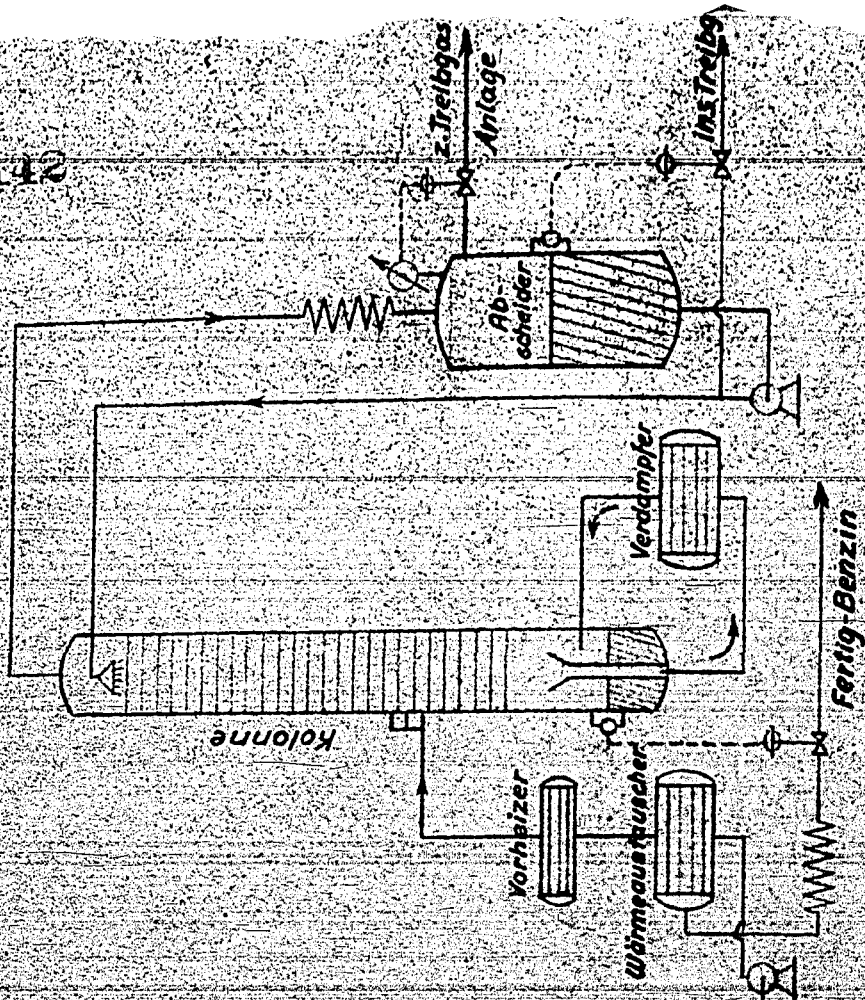
Die wichtigsten Betriebsergebnisse (5058-Destillat)

Ausnutzungsgrad	81,8	%
Zahl der betriebenen Apparaturen	0,83	
Mittl. Belastung/Apparatur (einschl. Kreislauf)	37,5	t/h
Im Anfall	31,70	%
Benzin 5058	2,28	%
Schwerbenzin 5058	64,66	%
B-Mittelöl 5058	1,27	%
Destillationsgas 5058	0,09	%
Verluste	150	° C
Siedende Benzin	136	° C
Siedebeg. Schwerbenzin	192	° C
Siedende "	155	° C
Siedebeg. B-Mittelöl 5058		

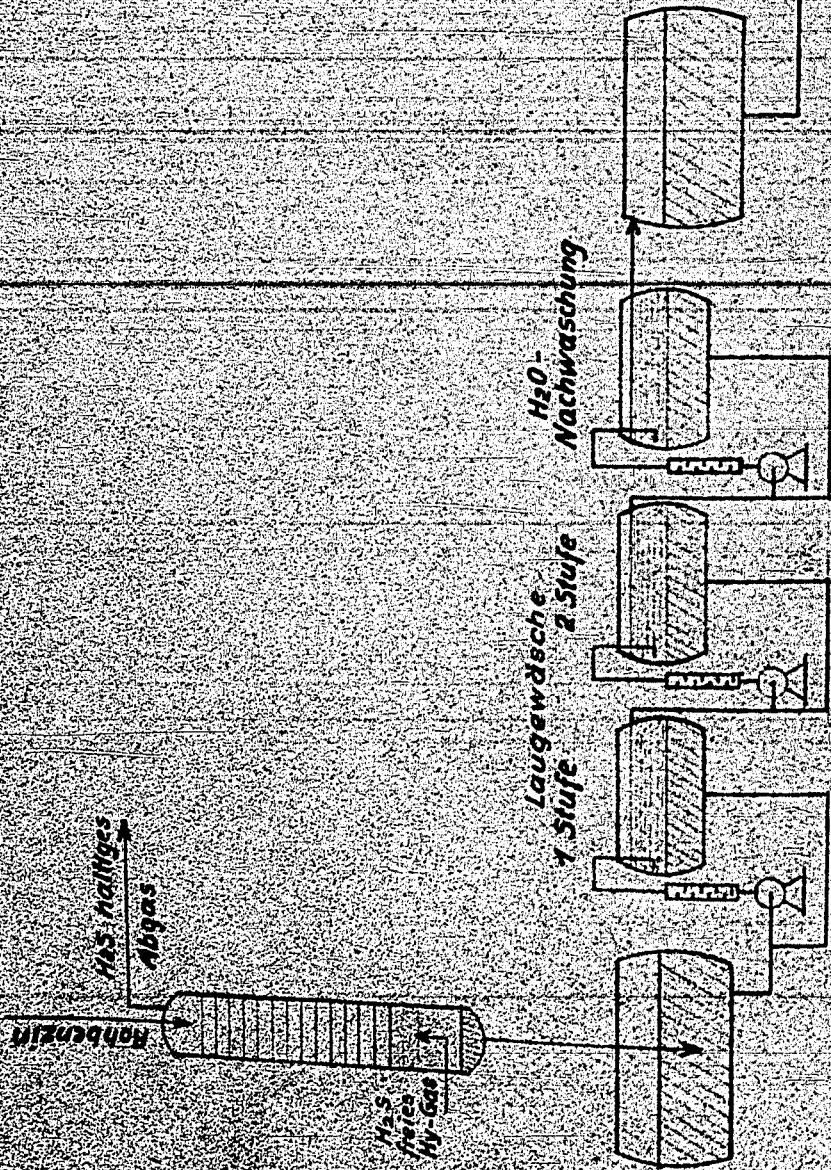
Kreislaufprodukt / Gesamt Durchsatz	10,3 %	
Destillationsfaktor ohne Kreislauf	3,26	
(Durchsatz-Destillat) mit "	3,63	
Stundenmengen		
Durchsatz abzüglich Kreislauf	26,73	t/h
Benzin 5058	8,21	"
Schwerbenzin	0,61	"
B-Mittelöl 5058	17,55	"
Destillationsgas	180	mm ³ /h
Energieverbräuche		
Heizgas/to Durchsatz	0,190	Mill W
Dampf " "	0,139	to
6434 - Destillat		
Ausnutzungsgrad	79,3 %	
Zahl der betriebenen Apparaturen	0,55	
Mittlere Belastung/Apparatur (einschl. Kreislauf)	29,--	t/h
im Anfall		
Benzin 6434	48,08	%
B-Mittelöl 6434	49,57	%
Destillationsgase 6434	2,35	%
Verluste	0,00	%
Siedeende Benzin	149 ^o C	
Siedebeginn Mittelöl	152 ^o C	
Siedelücke	3 ^o C	
Kreislaufprodukt / Gesamt-Durchsatz	8,33	t/h
Destillationsfaktor (Durchsatz-Destillat)		
ohne Kreislauf	2,08	
mit "	2,27	
Stundenmengen		
Durchsatz abzüglich Kreislauf	15,99	t/h
Benzin 6434	7,69	"
B-Mittelöl 6434	7,92	"
Destillationsgas	162	mm ³ /h
Energieverbrauch		
Heizgas/to Durchsatz	0,163	Mill W
Dampf /to "	0,038	to

100000142

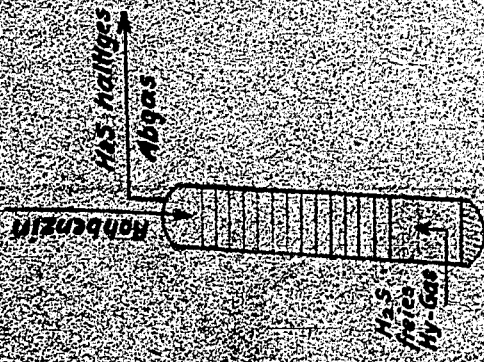
Stabilisierung



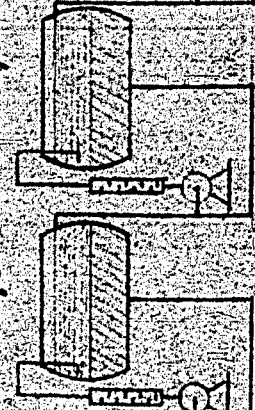
Laugewäsche



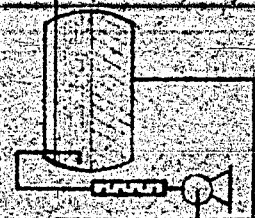
H₂S Auetreibung



Laugewäsche 1. Stufe



H₂O-Nachwäsche



Laugewäsche und Stabilisierung.

100000143

In der Laugewäsche wird das Rohbenzin durch Behandlung mit verdünnter NaOH-Lösung von H_2S und Phenolen befreit und anschließend in der Stabilisierung durch Austreibung der leichten Kohlenwasserstoffe auf den für das Verkaufsprodukt geforderten Dampfdruck gebracht.

Apparatur

Die Laugewäsche ist zum Schutz der Stabilisierung gegen H_2S -Korrosion vor die Stabilisierung verlegt. Als Ersatz für die bei umgekehrter Anordnung in der Stabilisierung erfolgende H_2S -Austreibung ist vor der Laugewäsche ein Begasungsturm für das Rohbenzin aufgestellt. Die Laugewäsche ist zweistufig. Beide Stufen können an die erste und zweite Stelle geschaltet werden. Zur Auswaschung mit gerissener Laugetröpfchen ist eine Wasserwaschung nachgeschaltet. Die Stabilisierung ist mit einer Glockenbodenkolonne ausgestattet und für einen Betriebsdruck von 16 atm ausgelegt. Sie arbeitet bis auf die von Hand erfolgende Einspritzprodukteinstellung vollautomatisch.

Betrieb

Das zur Verarbeitung gelangende Rohbenzin enthielt nur 150 bis 200 $mgH_2S/ltr.$, sodaß eine Ausgasung nicht erforderlich war. Das Benzin wurde im allgemeinen auf einen Dampfdruck von 0,5 ata stabilisiert und hierzu das gesamte C_1 bis C_4 ausgetrieben. Das flüssig anfallende Top-Produkt wurde anfänglich verdampft und gemeinsam mit dem Topgas zur Treibgasanlage geführt. Als mit Steigerung der Produktion unsere die Garantieleistung nicht erfüllende Treibgasanlage zur Verarbeitung des erhöhten Hygasanfalles nicht mehr ausreichte, wurde durch Vergrößerung der Rückflussmenge der Stabilisierung ein flüssiges Top-Produkt hergestellt, das den Reinheitsbedingungen des verkaufsfertigen Treibgases entsprach. Hierdurch wurde die Treibgasanlage in ausreichender Weise entlastet. Der Anteil des Top-Treibgases an der gesamten Treibgasproduktion betrug etwa 30 %.

Betriebsdaten der Stabilisierung

Benzin-Durchsatz	21,5 t/h
Dampfdruck:	
Am Eingang der Stabilisierung	0,95 ata
Am Ausgang der Stabilisierung	0,48 ata
flüssiges Top-Produkt	1,1 t/h
gasförmiges Top-Produkt	0,2 t/h
Rückflussverhältnis	1 : 8
Anlagedruck	5 - 7 atü
Kopftemperatur	45 - 55°
Sumpftemperatur	150 - 165°
18-atü Dampfverbrauch	0,18 t je t Eingangs-
	benzin
	gegenüber 0,15 t als noch kein
	Top-Treibgas
	hergestellt
	wurde

Analyse des flüssigen Top-Produktes

C ₂	praktisch frei
C ₃	10 Mol %
iC ₄	45 " %
nC ₄	45 " %
C ₅	praktisch frei

Analyse des Topgases

C ₁	2,0 Mol %
C ₂	8,0 " "
C ₃	29,0 " "
iC ₄	28,0 " "
nC ₄	25,0 " "
C ₅	8,0 " "

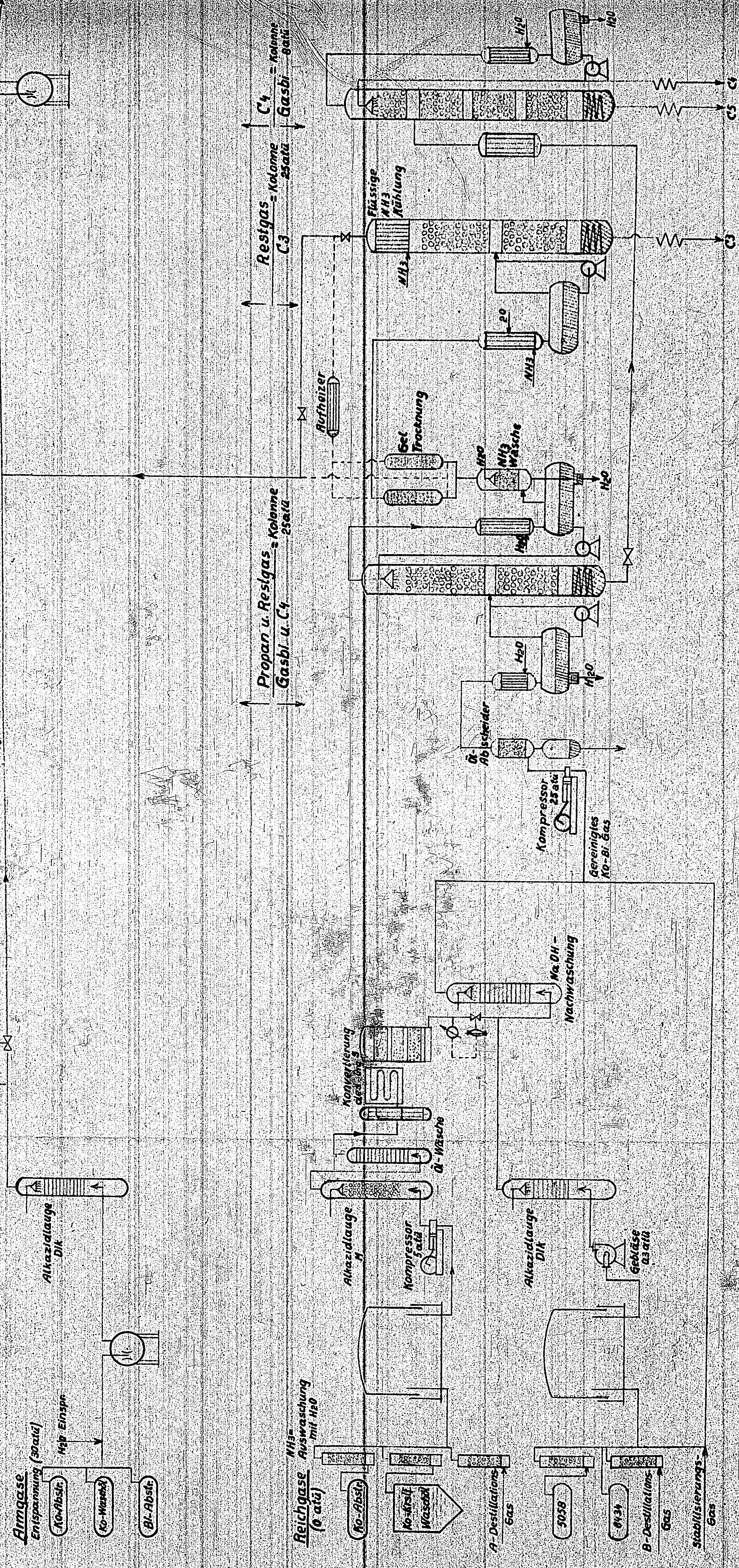
Hygas Verarbeitung

100000G145

Hygas Vorreinigung

Treibgasanlage

Zur Spätkanlage oder ins Heizgas



100000146

Hygas - Verarbeitung.

=====

In der Hygasaufbereitung werden die Abgase der Hydrierung von NH_3 , CO_2 und H_2S befreit. Die kohlenwasserstoffreichen Gase werden auf Treibgas verarbeitet, die kohlenwasserstoffarmen werden der Spaltanlage und dem Heizgasnetz zugeführt. Die Apparatur umfasst eine Alkazidanlage zur Entfernung des H_2S bzw. $\text{H}_2\text{S} + \text{CO}_2$, eine Ölwäsche zur Auswaschung höhersiedender Kohlenwasserstoffe aus dem Gas, eine organische Schwefelkonvertierung, eine Natronlaugewäsche zur Feinreinigung von H_2S und CO_2 und eine Treibgasanlage zur Verflüssigung und fraktionierten Destillation der verflüssigten Produkte.

An Abgasen der Hydrierung fallen an:

1. Entspannungsgase der Ko- und Bi-Kammerabstreiferprodukte
2. Entspannungsgas der Kreislaufgaswäsche
3. Entspannungsgas des Abschlamms der Kohlekammern
4. Abgase der Ko- und Bi-Abstreiferdestillation
5. Abgase der Stabilisierung
6. Schwelgas der Rückstandschwelerei.

Die Entspannungsgase der Flüssigprodukte werden aufbereitet, das Abschlammgas und das Schwelgas werden ins Heizgasnetz gefahren, bzw. direkt als Heizgas verwandt.

Die Flüssigprodukte und das Waschöl der Kreislaufgaswäsche des Hochdrucks werden in mehreren Druckstufen entgast und dadurch in einen kohlenwasserstoffreichen Teil, das sogenannte Reichgas und einen kohlenwasserstoffarmen Teil, das Armgas unterteilt.

Im Einzelnen fallen an

1. Durch Entspannung auf 30 bis 40 atü: Ko-, Bi- und W-Armgas
2. durch Entspannung auf ca. 0,1 atü: Ko-, Bi- und W-Reichgas
3. durch Erhitzung unter atmosphärischem Druck in den Abstreiferdestillationen: A- und B-Destillationsgas
4. durch Erhitzung unter Druck in der Stabilisation: Stabilgas

100000147

Die Armgase werden ^{und} vereinigt durch eine Wasserwäsche von NH_3 , durch eine Druckalkalidwäsche von H_2S befreit und der Spaltanlage oder dem Heizgasnetz zugeführt.

Das Ko-Reichgas wird in einer Druckalkalidwäsche von CO_2 und H_2S weitgehend befreit. Durch eine Ölwäsche werden schwere Kohlenwasserstoffe aus dem Gas entfernt. Wegen seines Gehaltes an organischem Schwefel, der im Treibgas gewisse Grenzen (250 mg/m^3) nicht überschreiten darf, ist eine organische Schwefelkonvertierung über Eisenoxydkontakt vorgesehen.

Das Bi-Reichgas wird durch Alkalidlauge von H_2S befreit und anschliessend mit dem gereinigten Ko-Reichgas vereinigt. Das Gemisch beider Gase wird zur Beseitigung des restlichen CO_2 und H_2S mit Natronlauge behandelt und als sogenanntes Mischreichgas in der Treibgasanlage zum grössten Teil verflüssigt. Das Restgas der Treibgasanlage wird zur Spaltanlage geleitet.

Ammoniakwäsche.

Reich- und Armgas müssen weitgehend NH_3 -frei sein, da sich sonst bei gleichzeitiger Anwesenheit von CO_2 und Wasser Ammonbikarbonat bildet, das die Leitung verstopfen kann. Ausserdem darf das fertige Treibgas nur Spuren von NH_3 enthalten. Die NH_3 -wäsche erfolgt teils durch Einspritzung von gekühltem Reinkondensat in die gasführende Leitung, teils durch Weichwasser in Rillkörperwaschern, wobei das Wasser bis zu einer bestimmten NH_3 -Konzentration im Kreislauf gefahren wird. Durch Zuführung von Frischwasser und Abführung von verbrauchtem Wasser wird die NH_3 -Konzentration im Kreislauf niedrig gehalten. Hierbei müssen Kondensat oder Weichwasser verwendet werden, da durch NH_3 im Fabrikwasser Kalkabscheidungen hervorgerufen werden.

Armgas

In die Leitung der vereinigten Armgase wird in Ermanglung eines Waschturms so viel vorgekühltes Kondensat eingespritzt (bis $5 \text{ m}^3/\text{h}$), bis der anfängliche NH_3 -Gehalt von

etwa 800 mg/m^3 bis auf mindestens 30 mg/m^3 zurückgeht. Es folgt die Auswaschung von H_2S mit Alkaidlauge-Dik (hauptsächlich Dimethylglykokoll) bei 15 atü Druck. Der H_2S -Gehalt des Rohgases beträgt 10 g/l , des Reingases etwa 100 mg/m^3 . Das gereinigte Gas geht anschliessend zur Spaltanlage. Ein Teil des Armgases wird vor der Alkaidwäsche abgezweigt und dem Heizgas zugesetzt.

Kohlereichgas.

Das Kohlereichgas besteht aus dem Kohleabstreifer-, dem Waschöl- und dem A-Destillationsreichgas. Aus dem Kohleabstreiferreichgas wird in 2 Füllkörperwaschern mit Weichwasser NH_3 von einem Gehalt von 40 g/m^3 bis zu 30 mg/m^3 ausgewaschen. Das Waschölreichgas wird ebenfalls in 2 Füllkörperwaschern von NH_3 befreit, das Rohgas enthält $200 \text{ mg/m}^3 \text{ NH}_3$, das Reingas $40 \text{ mg/m}^3 \text{ NH}_3$. Nach der NH_3 -Wäsche werden die beiden Gase zusammengeführt und mit A-Destillationsgas, das vorher mit Vorlaufwasser von NH_3 befreit wird, vereinigt. Das Kohlereichgas durchläuft einen $3\,000 \text{ m}^3$ -Gasometer und wird mit 1-stufigen Kompressoren auf 5 at verdichtet. Das bei der Verdichtung und Kühlung des Gases anfallende Komprimat wird dem Rohbenzin zugesetzt. Das komprimierte Gas wird in 2 Füllkörperwaschern mit Alkaidlauge-II (hauptsächlich Methylalanin) zur gleichzeitig erfolgenden Absorption von CO_2 und H_2S ausgewaschen. Das Rohgas enthält etwa $40 \text{ g/m}^3 \text{ H}_2\text{S}$ und etwa $280 \text{ g/m}^3 \text{ CO}_2$, das Reingas etwa $200 \text{ mg/m}^3 \text{ H}_2\text{S}$ und etwa $1 \text{ g/m}^3 \text{ CO}_2$. Das Gas durchläuft anschliessend eine Ölwäsche, wobei zunächst mit Mittelöl oder Dieselöl schwere Kohlenwasserstoffe ausgewaschen werden, damit in der nun folgenden Schwefelkonvertierung, die über Eisenoxydkontakten bei 300 bis 400° erfolgt, keine Verkokung auftreten kann. Ölwäsche und organische Schwefelkonvertierung, die ebenfalls bei 5 atm-Druck arbeiten, erwiesen sich bisher als nicht erforderlich. Hinter der organischen Schwefelreinigung wird das Gas auf 0,3 atm entspannt und nach Vorreinigung dem Bi-Reichgas der Natronlaugewäsche zugeführt.

Bi-Reichgas

Das Bi-Reichgas besteht aus den Entspannungsgasen der Flüssigprodukte der Vorhydrierungs- und der Benzinierungskammern und den

und den B-Destillationsgasen. Das Stabilgas ist rein und wird dem Eingangsgas der Treibgasanlage direkt zugeführt. Das Entspannungsgas der Vorhydrierungskammern enthält etwa $30 \text{ g/m}^3 \text{ NH}_3$ und muss in 2 Füllkörperwaschern mit Weichwasser bis zu einem Gehalt von etwa $30 \text{ mg/m}^3 \text{ NH}_3$ gewaschen werden. Das Gas der Benzinierungskammern ist NH_3 -frei. Die beiden Gase vereinigen sich hinter der NH_3 -Wäsche mit dem ebenfalls mit Wasser gewaschenen B-Destillationsgas. Das Bi-Reichgas durchläuft einen 2000 m^3 -Gasometer und wird anschliessend nach einer Verdichtung auf $0,4 \text{ at}$ durch Turbogebläse einer Alkazidwäsche zugeführt. Das bei der Verdichtung anfallende Komprimat wird dem Rohbenzin zugesetzt. In Glockenbodenwaschern wird mit Alkazidlauge-Dik H_2S aus dem Gas herausgenommen. Der H_2S Gehalt des Rohgases beträgt etwa 40 g/m^3 , des Reingases etwa 300 mg/m^3 . Im folgenden vereinigt sich das Bi-Reichgas mit dem Ko-Reichgas. Die Gase werden als Mischreichgas in einer Natronlaugewäsche von restlichen Anteilen H_2S und CO_2 befreit und der Treibgasanlage zugeführt. Der H_2S -Gehalt des reinen Mischreichgases beträgt $0,0 \text{ mg/m}^3$.

Alkazidanlage

Die sogenannte Alkazidlauge hat die Eigenschaft, H_2S oder $\text{H}_2\text{S} + \text{CO}_2$ bei $20 - 40^\circ$ weitestgehend zu absorbieren und bei etwa 100° wieder abzugeben. Die Apparatur der Alkazidanlage besteht daher aus Waschern, Regenerationskolonnen, Kühlern, Wärmeaustauschern und Pumpen. Das Armgas, die Abgase der Abwasserreinigung und das Bi-Reichgas werden in je 2 Glockenbodenwaschern mit Dik-Lauge (hauptsächlich Dimethylglykokoll), das Ko-Reichgas mit M-Lauge (hauptsächlich Methylalanin) in 2 Füllkörperwaschern gewaschen. Die gesättigte Lauge fällt im Dik-Laagesystem in Zwischenbehältern an und wird mit einer Pumpe über Wärmeaustauscher im Gegenstrom mit der heissen regenerierten Lauge in die Regenerationskolonne gefahren. Im Armgaswaschersystem

befindet sich zwischen Behälter und Wärmeaustauscher ein Benzinabscheider, da das bis zu 70° warme Armgas beträchtliche Mengen verdampfter Kohlenwasserstoffe mit sich führt, die im Wascher kondensieren. Die Kolonne ist mit Ringen gefüllt und wird im Sumpf mit direktem und indirektem Dampf beschickt. Die Dampfzuführung befindet sich an einem mit dem Sumpf kommunizierenden seitlich angebrachten Umlaufkocher, der im Innern Rohrbündel für indirekte Beheizung enthält. Die Verteilung des direkten und indirekten Dampfes richtet sich nach dem spez. Gewicht der Lauge, das wegen Korrosionsgefahr der Lauge genau eingehalten werden muss. Nach Ausgasung bis zu einem wirtschaftlichen Grad, wobei die Austreibergase im Anschluss an die Kolonne durch Wasserkühler gekühlt werden, wird die Heisslauge mit einer Pumpe aus dem Sumpf abgezogen und über einen Wärmeaustauscher im Gegenstrom mit der kalten gesättigten Lauge und über einen Wasserkühler wieder auf die Wascher gefahren. Bei der 25 atm-Wäsche des Armgases befindet sich zwischen Kühler und Wascher eine Druckerhöhungspumpe. Im Kohlereichgaswaschsystem befinden sich statt Zwischenbehälter für gesättigte Lauge, solche für regenerierte Lauge hinter dem Kühler. Aus diesen Behältern wird die Lauge mittels einer Druckpumpe auf die 5 atm-Wascher befördert.

Erzeugung von hochprozentigem Schwefelwasserstoff.

Das Abgas der Austreiberkolonne vom Armgaswaschsystem besteht aus etwa 50 % H_2S und 50 % CO_2 , da infolge des grossen CO_2 -Überschusses im Armgas auch CO_2 von der Lauge absorbiert wird. Es wird in einem Glockenbodenwascher zur Anreicherung des H_2S noch einmal mit Diklauge gewaschen. Die gesättigte Lauge dieses Waschers wird mit der CO_2 -freien gesättigten Lauge der Bi-Reichgaswaschung - Bi-Reichgas enthält nur ganz geringe Mengen CO_2 - gemeinsam regeneriert. Das Austreibergas dieses Laugekreislaufes ergibt etwa 90 % H_2S .

Das Austreibergas der Kohlereichgaswäsche mit M-Lauge enthält etwa 10 % H_2S und 90 % CO_2 . Das Verhältnis von H_2S zu CO_2 entspricht etwa dem des Armgases und daher wird das Gas in Konzentrierungswaschern konzentriert, deren Lauge mit der Lauge des Armgassystems gemeinsam regeneriert wird. In diesen Konzentrierungswaschern

werden ebenfalls das Abgas aus den Anreicherungswaschern zur Erzeugung des hochprozentigen H_2S (H_2S -Gehalt etwa 20 %), die Abgase der Abwasserreinigung (5. - 8 % H_2S) und die Abgase der Mittelölbeschwefelung (etwa 10 % H_2S) gewaschen.

Betriebsbericht der Alkazidanlage:

Die Alkazidanlage kam im Juni 1943 in Betrieb. Grundsätzliche Störungen haben sich nicht gezeigt, Die gefürchtete Aluminiumkorrosion trat nur an Kocherrohren einer Kolonne als Lochfrass auf. Eisenkorrosionen konnten in grösserem Umfang nur wasserseitig an mehreren Kühlern festgestellt werden. Durch starken Benzinanfall in den Armgaswaschern entstanden häufig Störungen durch Abreißen von Pumpen und Überreißen der Lauge in Zwischenbehältern und Kolonnen. Ein Benzinabscheider brachte nur in normalen Fällen Abhilfe. Beim Ausgasen der Lauge in Kolonnen traten kleine, aber dauernde Laugeverluste durch Überreißen auf. Niedrige Laugeeingangstemperatur in der Kolonne und eine Füllkörperschicht über dem Laugeingang brachten den Verlust vollkommen zum verschwinden. Wachsender Sauerstoffgehalt verminderte die Wirkung der M-Lauge. Auffrischung durch Pottasche brachte keine Verbesserung. Die Kühlwirkung der Laugekühler und H_2S -Kondensatoren litt sehr oft durch wasserseitige Verschlämmung.

Treibgasanlage

Die Treibgasanlage dient der Verflüssigung der verflüssigbaren Gase und deren Trennung durch fraktionierte Destillation in Propan, Butan und Gasbenzin.

Das durch die 2-stufigen Kompressoren auf 25 atm komprimierte Gasgemisch, das etwa 15 % Methan, 15 % Äthan, 24 % Propan, 28 % Butan, 9 % Pentan und höhersiedende Kohlenwasserstoffe und etwa 10 % an Restgasen (Wasserstoff, Kohlenoxyd, Stickstoff) enthält, wird zunächst zur Entfernung des mitgerissenen Kompressorenschmieröls einer Ölwäsche zugeführt. Die Ölwäsche besteht aus einem kleinen

Waschturm mit Füllkörpern, die mit bereits verflüssigtem Produkt berieselt werden. Das Schmieröl wird im Sumpf der Wascher niedergeschlagen. Das durch die Ölwäsche vorgekühlte Gas wird in einem Wasserkühler auf etwa 50 bis 60° gekühlt. Gas und Kondensat werden gemeinsam in die Kolonne 1 eingespritzt.

In der Kolonne 1 geht Restgas, Methan, Äthan und Propan über Kopf, während Butan, Pentan und höhere Kohlenwasserstoffe im Sumpf anfallen. Das Sumpfprodukt wird über einen Vorheizer in die Kolonne 3 entspannt. In der Kolonne 3 erfolgt die Zerlegung in Butan als Kopfprodukt und Pentan und höhere Kohlenwasserstoffe (Gasbenzin genannt) als Sumpfprodukt. Die Trennung erfolgt unter einem Druck von 7 atm, der durch Regulierung des Kühlerwassers zum Butankondensator gehalten wird. Das im Kondensat verflüssigte Butan fällt in einem Abscheider an und wird teils als Rückfluss auf Kolonne 3 gegeben, teils als Fertigprodukt über einen Kühler und einen Ovalradzähler in einen Zwischenbehälter gefahren. Das Sumpfprodukt, Gasbenzin, durchläuft einen Kühler, einen Ovalradzähler und wird dem Rohbenzin zugesetzt.

Das Kopfprodukt der Kolonne 1 wird durch einen Kondensator teilweise niedergeschlagen und als Rückfluss auf die Kolonne gefahren. Das Restgas durchläuft eine NH₃-Wasserwäsche, eine Silicageltrocknung und einen mit flüssigem NH₃ auf 10° gekühlten Kühler.

Kondensat und Restgas werden durch einen Abscheider auf getrennten Wegen gefahren, kurz vor Kolonne 2 vereinigt und in die Kolonne eingespritzt. In Kolonne 2 geht Restgas (Wasserstoff, Kohlenoxyd, Methan und Äthan) über Kopf, während Propan im Sumpf anfällt. Der Rückfluss wird durch einen mit flüssigem NH₃ auf - 35° gekühlten Dephlegmator erzeugt, der auf den Kopf der Kolonne aufgesetzt ist. Das Propan wird als Fertigprodukt über einen Kühler und Ovalradzähler in einen Zwischenbehälter entspannt.

Das Restgas wird in der 1. Stufe auf 10 atm, der 2. Stufe auf 5 atm entspannt und als Treibgasrestgas zur Spaltanlage gefahren. Zwischen der 1. und 2. Stufe wird das Gas über einen Gaserhitzer und anschliessend zur Trocknung des wassergesättigten Silicagels durch den jeweils nicht in Betrieb befindlichen Trockner in die Treibgasrestgasleitung gefahren.

100000153

Betriebsbericht des Kompressorenhauses.

Hauptsächlich durch Konstruktionsmängel, teilweise aber auch durch Bedienungsfehler, waren eine grössere Anzahl von Störungen zu verzeichnen. Die Ende 1942 angefahrenen Ko-Reichgaskompressoren waren allgemein während ihrer Laufzeit betriebsicher. Beide Maschinen wurden Ende 1943 durch Bruch der Kolbenstange, der auf einen Konstruktionsfehler zurückzuführen ist, zerstört. Als Ersatz wurden 2-stufige Treibgasmaschinen umschaltbar als Reserve für die Bor-sigkompressoren eingerichtet. Auch die 2-stufigen Treibgaskompressoren zeigten verschiedene Mängel, besonders durch zu schwache Rahmen. Bei einer Maschine wurde durch Verstärkung Abhilfe geschaffen. Die Kältemaschinen waren teilweise fehlerhaft montiert. An allen Maschinen traten häufig Ventilplattenbrüche durch Materialfehler auf. Bei einigen Maschinen entstanden durch Versagen der Schmierung Lager-schäden.

Die Drehkolbengebläse für Bi-Reichgas kamen sehr häufig wegen Anschlägen der Drehkolben im Gehäuse in Reparatur.

Betriebsbericht der Treibgasanlage

Die Treibgasanlage wurde Januar und April 1943 angefahren. Die Inbetriebnahme, sowie der sich anschliessende Betrieb verliefen störungsfrei. Die geforderten Garantien konnten in keiner Weise erfüllt werden. Besonders die A-Anlage versagte hierin vollkommen. Hauptfehler waren mangelhafte Trennwirkung der Kolonnen und schlechte Kühlwirkung des Ammoniakdephlegmators und Ammoniakvorkühlers. Zur teilweisen Abhilfe ist eine Verlängerung der Kolonne B 1 und Austausch des Dephlegmators der Kolonne B 2 durch 2 Einheitskühler, Abscheider und Pumpen vorgesehen. Die Lieferfirma Uhde, Dortmund hat die Zusicherung abgegeben, zur Erfüllung der Garantien nötigenfalls eine neue Anlage aufzustellen.

Einige Betriebszahlen

Ausbeute

Gasbenzin	98 %
Butan	93 %
Propan	81 %

100000154

Zusammensetzung

Im Gasbenzin	C				
" "	C ₄	u. höh. KW	5	%	
" Butan	C ₅		95	%	
" "	1C ₃		5,0	Gew.	%
" "	nC ₄		61,0	"	"
" "	C ₅	u. höh. KW	33,5	"	"
" Propan	C ₃		0,5	"	"
" "	C ₂		15,0	"	"
" "	C ₃		72,5	"	"
" "	C ₄		7,5	"	"
" Treibgas	C ₂		4,2	"	"
" "	C ₃		30,0	"	"
" "	C ₄		65,4	"	"
" "	C ₅	u. höh. KW	0,4	"	"

Dampfdruck

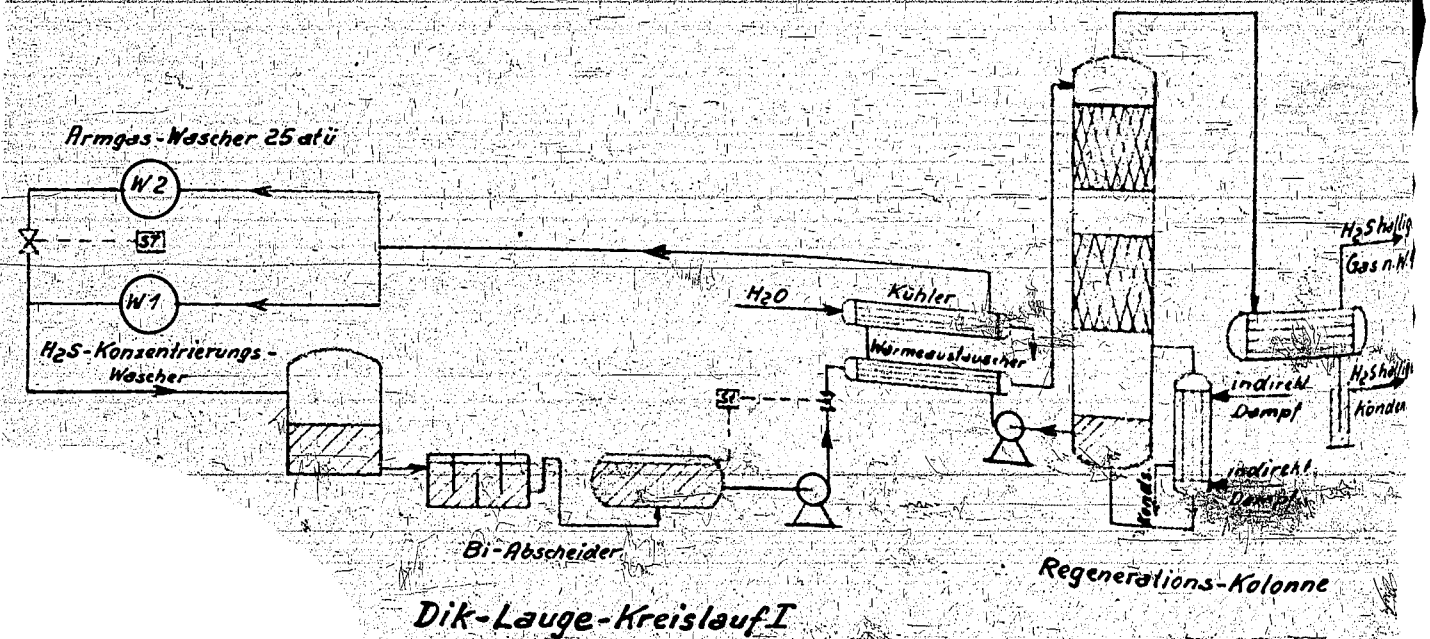
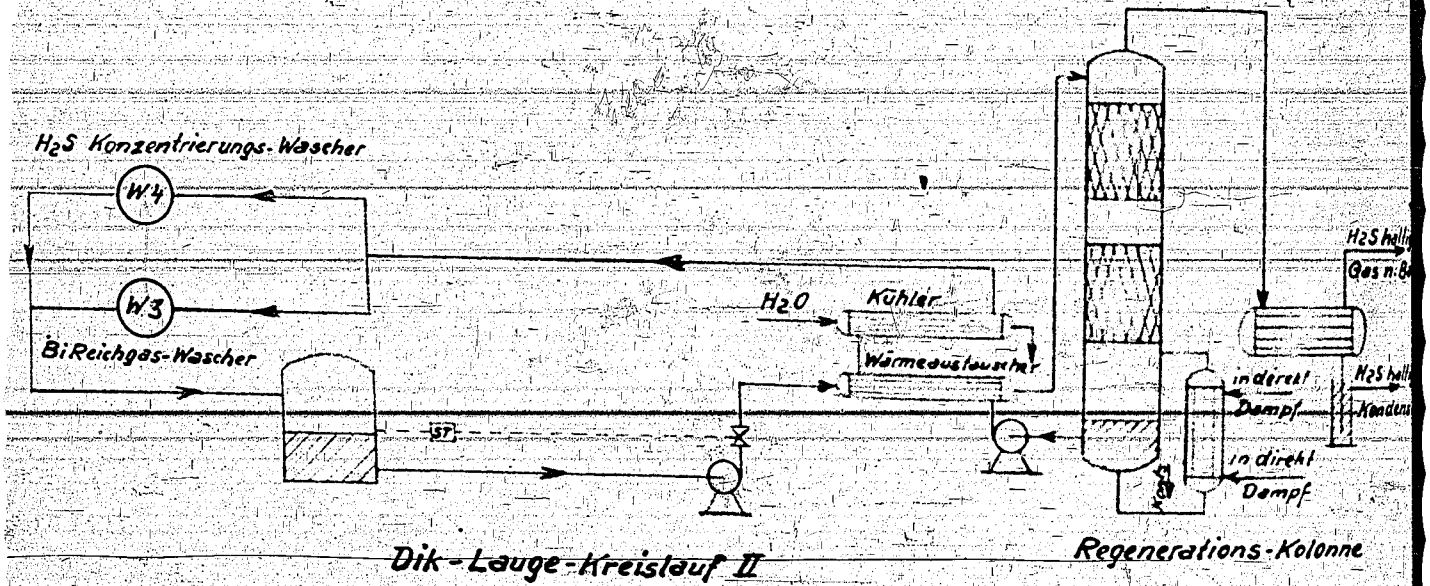
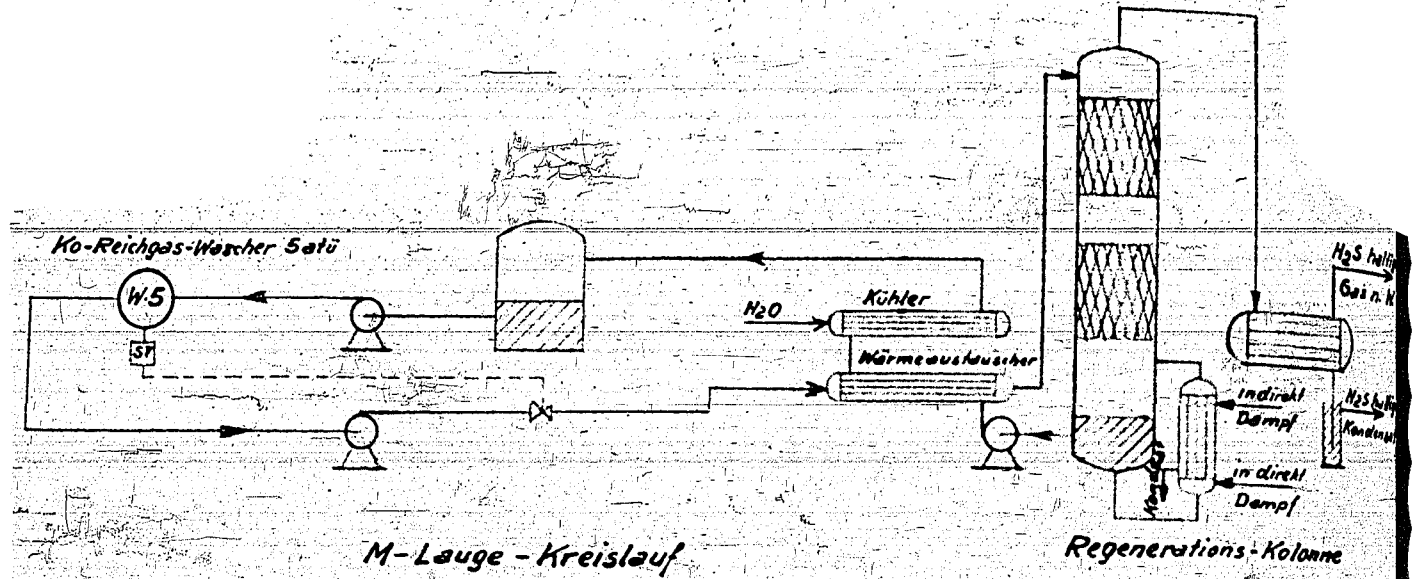
+ 40°	10,2	atü
- 15°	1,3	"

Stundenmengen

Eingang Mischreichgas	4450	nm ³ /h
Gasbenzin	0,9	t/h
Treibgas Butan	2,2	"
" Propan	1,1	"
Restgas	1500	nm ³ /h
Mischreichgas zur Spaltanlage	550	nm ³ /h

Schema der Alkazidanlage.

100000155



100000156

Die Schwefelfrage

=====

Zum wirkungsvollen Abbau der Asphalte ist ein gewisser H_2S -Partialdruck im Kreislaufgas der Kohlekammern notwendig. Bei dem geringen Schwefelgehalt der Rohkohle (0,5 bis 0,8 %) und des Anreibeöls (0,3 %) und dem grossen Schwefelverbrauch des Eisenoxydkontaktes wird in Wesseling dem Kohlebrei elementarer Schwefel (1,25 bis 1,5 % bezogen auf das Feste im Kohlebrei) zugesetzt.

Nach der Umsetzung in den Kammern findet sich der Schwefel im Abschlammschlamm an das Eisen des Kontaktes gebunden, in den Hygasen, in den Abwässern der Abstreiferprodukte, der Destillation und der Hygas- NH_3 -Wäsche, und in der Natronlauge der Reichgas- und Benzinlaugewäsche wieder. Der Schwefel im Schwelrückstand und in der Natronlauge geht verloren. Der in den Abwässern und Hygasen enthaltene S wird zum grössten Teil wiedergewonnen. Die Abwässer werden durch CO_2 -Begasung weitgehend von H_2S befreit und die hierbei entstehenden Blasegase, ebenso wie die Hy-Gase - bis auf das Abschlammschlammgas, das wenig H_2S enthält, - in der Alkazidanlage weitgehend von H_2S befreit.

Zweck der Alkazidanlage ist, das Hy-Gas für die Spaltanlage und das Reichgas zur Treibgasherstellung zu entschwefeln und den hierbei anfallenden verdünnten H_2S zu konzentrieren. Der konzentrierte H_2S (ca. 90 %) wird zur Schwefelung des Einspritzproduktes der Benzinierungskammer verwendet. Der hierbei im Einspritzprodukt gelöste Schwefel findet sich im Rohbenzin, in den Bi-Reichgasen und in den Kammer- und Destillations-Abwässern wieder. Der nicht absorbierte Schwefel wird in die Alkazidanlage zurückgeführt.

Im Endeffekt treten Schwefelverluste an folgenden Stellen auf:

1. im Schwelrückstand,
2. in den Reingasen der Alkazidanlage infolge ungenügender Auswaschung
3. im Abwasser wegen ungenügenden Begasungseffekts,
4. in der Laugewäsche für Rohbenzin.

100000157

In der Alkazidanlage wird mit Hilfe von Alkazidlauge H_2S oder $H_2S + CO_2$ in der Kälte absorbiert und beim Erwärmen wieder abgegeben. Zwei Sorten Alkazidlaugen stehen zur Verfügung: Dik-Lauge, die vornehmlich aus dem Kaliumsalz des Dimethylglykokolls $((CH_3)_2 N \cdot CH_3 \cdot COOK)$ besteht und H_2S gegenüber CO_2 stark bevorzugt absorbiert, und M-Lauge mit dem Hauptbestandteil Kalium-Methylalanin $(CH_3 - CH - NH - COOK)$, die H_2S und CO_2 etwa gleich gut aufnimmt. Die Auswaschung und Konzentrierung des Schwefelwasserstoffs erfolgt in folgender Weise (s. Schema der Alkazidanlage): In den Waschern W2 wird Armgas mit Alkazidlauge-Dik, die H_2S gegenüber CO_2 stark bevorzugt absorbiert, ausgewaschen.

Die Aufladung der Lauge wird bei der Gaswertbestimmung durch Ansäuern mit H_2SO_4 und Bestimmung des hierbei entwickelten Gasvolumens festgestellt. Ein Volumen Gas auf ein Volumen Lauge heisst "1 Punkt-Aufladung".

Die gesättigte Lauge der Wascher W2a und b wird in der Regenerationskolonne M1 bzw. M2 mit direktem und indirektem Dampf regeneriert. Die Aufteilung des direkten und indirekten Dampfes erfolgt aufgrund des spezifischen Gewichts der Lauge, das wegen Korrosionsgefahr bei zu verdünnter und wegen Volumenverringerung bei zu konzentrierter Lauge möglichst genau eingehalten werden muss.

Der bei der Regeneration entwickelte Schwefelwasserstoff ist etwa 50 %ig und wird im Wascher W4 noch einmal mit Dik-Lauge ausgewaschen. Die Lauge des Waschers 4 und der Bi-Reichgaswascher W3a und b werden gemeinsam regeneriert, da die gesättigte Lauge der Bi-Reichgaswascher infolge CO_2 -Freiheit des Gases nur H_2S enthält und daher besonders zur Erzeugung von hochprozentigem H_2S geeignet ist. Der bei der Regeneration dieses Laugegemisches in Kolonne D2 bzw. D3 entstehende H_2S ist etwa 90 %ig und wird zur Schwefelung von Mittelöl verwendet.

Das Abgas des Waschers 4 enthält noch etwa 20 % H_2S . Es wird mit den Blasegasen der Abwasservorreinigung, dem Rück-

gas der Beschwefelungsanlage und dem Austreibergas der Kolonne M 1 bzw. M 2 in den Waschern W1 mit Dik-Lauge soweit als möglich ausgewaschen. Die Lauge dieser Wascher wird mit der Lauge der Armgaswascher W2 gemeinsam regeneriert. Das Abgas der Wascher W1 geht durch die Nachverbrennungsanlage, in der der H₂S zu SO₂ verbrannt werden soll, in den Kamin. Die Nachverbrennungsanlage erwies sich bisher infolge zu geringen H₂S-Gehalts der Abgase als nicht notwendig.

Das Kohlereichgas wird in den Waschern W5 mit Alkazidlauge M, die H₂S und CO₂ gleich gut absorbiert, ausgewaschen. Die gesättigte Lauge wird in der Austreiberkolonne M1 bzw. M2 regeneriert. Infolge des hohen Gehalts von CO₂ im Kohlereichgas ist der Schwefelwasserstoff nur 15 %ig und muss daher in den Konzentrierungswaschern W1 konzentriert werden.

Wichtige Zahlen der Alkazidanlage

Schwefelwasserstoffgehalte

	g/nm ³	mg/nm ³	Vol/ % H ₂ S	Mengen nm ³ /h
Armgas roh	8,7			15 000
Armgas rein		80		
Ko-Reichgas roh	35			4 000
Ko-Reichgas rein		221		
Bi-Reichgas roh	39			2 400
Bi-Reichgas rein		330		
Blasegas	78			700
Abgas W1a/b	4			2 000
Austreibergas D1/2			48	800
Austreibergas D2/3			91	120
Austreibergas M1/2			18	1 000

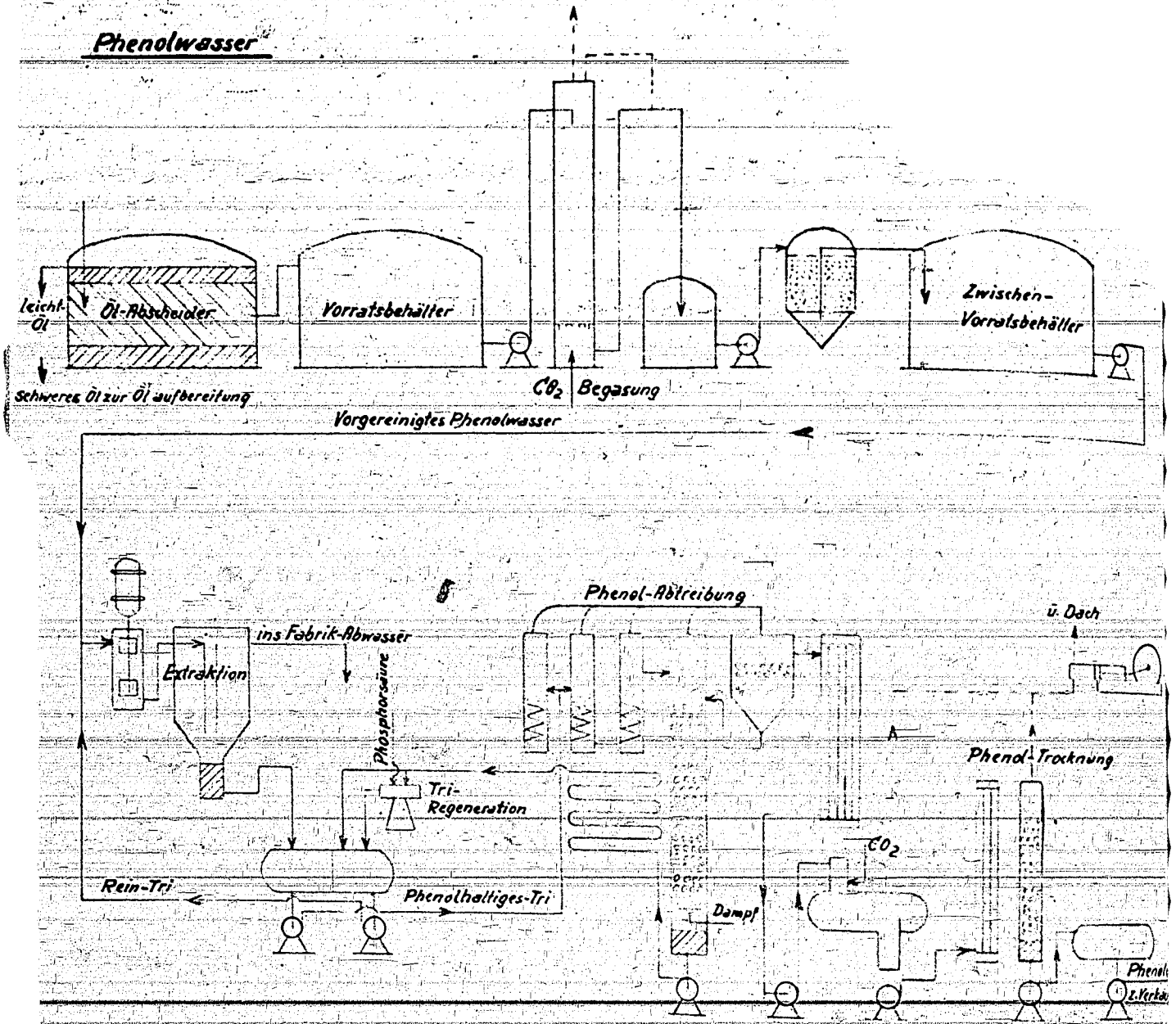
Lauge- art	Wascher Bzw. System	Einspr. menge m ³ /h	Krslf. menge m ³ /h	Gasw. cm ³ / cm ³	Dir. Reg- Dampf to/h	Indir. Reg- Dampf to/h	Dichte bei 20°C
ges. Lauge:	Dik W1	32		16			
	" W2	22		23			
	" W3	16		15			
	" W4	16		18			
	M W5	64		--			
rege- nerier- te Lau- ge:	Dik D1/2		54	4-6	4	3	1,155
	" D2/3		32	4-6	3,5	2,5	1,155
	M M1/2		64	7-10	4	3	1,175

100000159

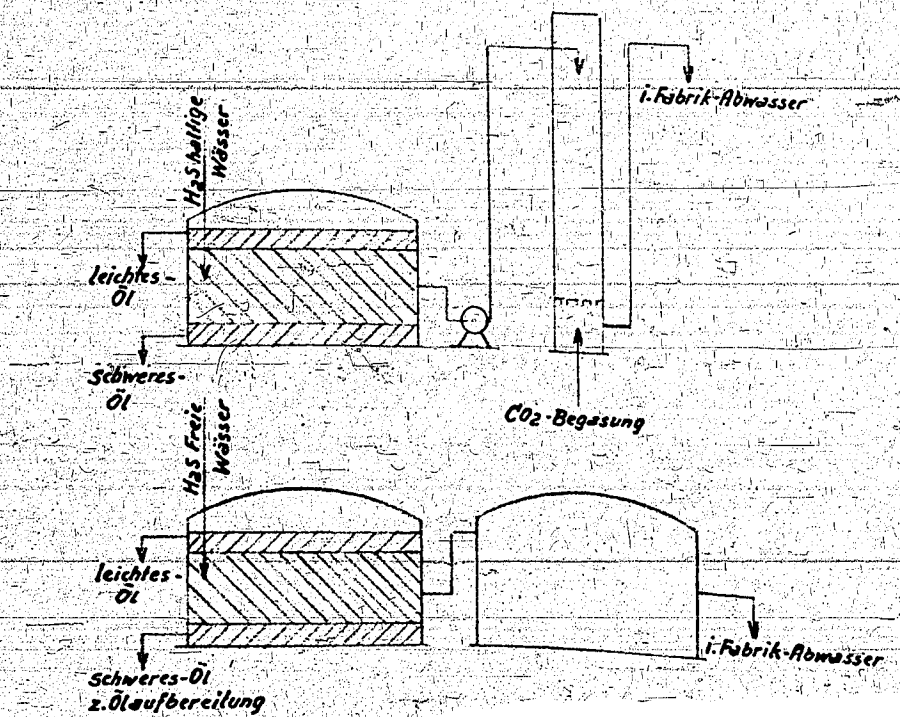
Schwefelbilanz (Monatsdurchschnitt 1943)

<u>E i n g a n g</u>		<u>A u s g a n g</u>	
elem. Schwefel	350 to	im Schwelrückstand	406 to
S in TRK4	276	im Abgas zur Nachver-	72
S in Ölen	22	brennung	
	<u>648 to</u>	S-Verlust in Entpheno-	52
		lung	
		Entspannungsverluste	24
		Restgas ins Heizgas	18
		S im Abschlammgas	17
		S im Hygas zur Spalt-	16
		anlage	
		S im NH ₃ -Abwasser Bau 64	9
		S im NH ₃ -Abwasser Bau 65	7
		S im entölten Schmutz-	5
		wasser nicht	
		nachweisbar	22
			<u>648 to</u>
		S im 6434-Einspr. Produkt	183 to

Phenolwasser



Veröltes-Schmutzwasser



Die Abwasseraufbereitung.

=====

In der Abwasseraufbereitung werden aus den am stärksten verunreinigten Fabrikabwässern die Bestandteile entfernt, die zu einer nicht tragbaren Verunreinigung des Rheines führen würden. Solche Wasser sind:

Das sich aus den Abstreiferprodukten der Kohle- und Benzin-Kammern in den Entwässerungstanks abcheidende Wasser,
das in der Kohle- und Benzin-Abstreifer-Destillation mit den Kopfprodukten anfallende Wasser,
das Kondensat der Rückstandsschwelerei,
das Schwelwasser der Gasfabrik,
das Waschwasser der Reichgaswascher,
die Spülwässer aller ölführenden Bauten.

Die verunreinigenden Bestandteile sind: Öle, H_2S und Phenole.

Die Abwässer werden in 2 Gruppen unterteilt, die auch getrennt aufbereitet werden: In die sogenannten Phenolwässer und die verölten Schmutzwässer.

Zur ersten Gruppe gehören alle Abwässer mit mehr als 1 g/ltr. Phenolgehalt. Dies sind die Abstreiferwässer der Kohle- und Vorhydrierungskammern, die Kondensate der Kohleabstreifer- und Vorhydrierungsdestillation, die Schwelwässer der Gasfabrik und der Rückstandsschwelerei.

Die zweite Gruppe umfasst das Abstreifer- und Destillationswasser der Benzinierungskammern, die Waschwässer der Reichgaswascher und alle ölhaltigen Spülwässer.

Das Reinigungsverfahren für die verölten Schmutzwässer ist das einfachere. Es besteht für H_2S -freie Wasser in einem Absitzenlassen des Öles. H_2S -haltige Wasser werden nach erfolgter Ölabscheidung mit CO_2 ausgeblasen, wobei die Hauptmenge des gelösten H_2S ausgetrieben wird.

Die phenolhaltigen Wasser werden nach einer etwas intensiveren Vorreinigung, die ausser der Ölabscheidung und der CO_2 -Begasung in einer Filterung über Kies besteht, mit dem phenollösenden Extraktionsmittel Trikresylphosphat behandelt. Das Trikresylphosphat,

100000162

kurz Tri genannt, ist ein Gemisch von Triphenyl-, Trikresyl- und Trixylenyl-Phosphaten, dessen Lösungsvermögen mit dem Gehalt an Triphenylphosphat steigt.

Eine besondere Eigentümlichkeit des Tri-Verfahrens ist, dass das Extraktionsmittel höher als die gelösten Phenole siedet und diese aus dem Lösungsmittel ausdestilliert werden müssen. Dies führt dazu, dass die gewonnenen Phenole sehr rein sind, während verunreinigende Stoffe sich in dem als Destillationsrückstand hinterbleibenden Tri anreichern. Das Tri muss deshalb laufend gereinigt werden.

Im Einzelnen ist die Arbeitsweise der Entphenolungsanlage: Die phenolhaltigen Wasser werden nach der vorbeschriebenen Reinigung bei 40° in 3 hintereinandergeschalteten Mischern und Absatzgefäßen mit jeweils frischem Extraktionsmittel behandelt. Die Mischer sind mit langsam laufenden Rührern ausgestattet, weil das Tri bei zu heftiger Durchmischung zur Emulsionsbildung mit dem H_2O neigt. Insgesamt werden etwa 10 % der H_2O -Menge an Tri angewendet. Das phenolhaltige Tri wird einer Vacuum-Destillation unterworfen, wobei die Phenole abdestillieren, während das Tri als Destillationsrückstand hinterbleibt. Die Phenole werden kondensiert, zwecks Wasser-austreibung einer zweiten Vacuumdestillation unterzogen und verkauft.

Das Tri wird auf etwa 40° gekühlt und zur weiteren Extraktion von Phenolwasser verwendet. Ein Teilstrom von etwa 6 % des umlaufenden Produktes wird zur Abscheidung verunreinigender Bestandteile heiss geschlendert, ein zweiter kleinerer Teilstrom wird mit 0,5 % Phosphorsäure versetzt, mehrere Stunden gerührt und anschliessend gleichfalls zentrifugiert.

Das entphenolte Wasser wird durch eine besondere Rohrleitung über den Abwassersammler dem Rhein zugeleitet.

Schwierigkeiten

Sehr viele Schwierigkeiten bereitete die Verunreinigung der Phenolwässer durch Kohleabstreiferprodukt, die besonders dann auftrat, wenn bei den Kohlekammern Abschläm in das Abstreifer-

produkt übertrat. Bei Abkühlung (des Phenolwassers) konnte der Kohleabstreifer die gleiche Dichte wie das Wasser annehmen und liess sich dann weder durch Absitzen noch durch die Kiesfiltration einwandfrei trennen. Diese Störung führte mehrmals zu erheblichen Verunreinigungen des Rheines, da die einzige Abhilfe im Ablassen des Wassers in den Rhein bestand. Einmal drang Öl durch das Kiesfilter bis zu den Extraktionsgefässen und führte zu einer üblen Verschmutzung des Trikresylphosphates.

Die Abhilfe bestand in der Verhütung der Störungsursache, nämlich, wie in der Beschreibung der Sumpfphase und der Kohleabstreiferdestillation niedergelegt ist, im Zusatz von Verdünnungsöl zum Kohleabstreiferprodukt, in Verbesserung der Apparatur und der Betriebsüberwachung im Hochdruck, ferner im Vermeiden des Zusatzes aller die Emulsionsbildung begünstigenden Öle, wie des Schweröles der Rückstandschwelerei und ungeeigneter Fremdüle zum Kohleabstreiferprodukt.

Infolge der Eigentümlichkeit des Tri's, ausser den Phenolen noch andere, meist höher siedende Stoffe aus dem Wasser aufzunehmen und diese bei der nachfolgenden mechanischen und chemischen Reinigung nur zum kleinen Teil wieder abzugeben, steigt die Viskosität des Tri's innerhalb 3 Monaten von $3\frac{1}{2}$ E° auf das 10-fache an. Der Gehalt an Gesamtverunreinigungen liegt dann bei 40 % bis 50 %.

Gleichzeitig nimmt das Lösevermögen des Tri's für Phenole, besonders für Carbonsäure stark ab, sodass der Phenolgehalt des ausgewaschenen Wassers von 700 mg/ltr. auf nahezu 3 g/ltr. ansteigt.

Ausserdem neigen die verunreinigenden Substanzen des Tri's zum Festbacken an den Wandungen der Apparatur. Die gebildeten Krusten sind schwer ablösbar. Man versucht die Reinigung durch Umpumpen von heisser konz. NaOH-Lösung, ist aber auch öfters zum Ausbau von Apparaturteilen gezwungen.

Diese Erscheinungen erfordern, dass das gesamte Tri mindestens dreimonatlich erneuert werden muss. Die Auswechslung erfolgt zweckmässig laufend unter Einhaltung eines festgelegten Verunreinigungsspiegels. Das abgezogene Produkt kann durch eine Hochvacuum-Destillation, die mangels einer geeigneten Destillationsapparatur anderwärts vorgenommen werden muss, regeneriert werden.

100000164

Das in der Abwasseraufbereitung gereinigte Wasser enthält NH_3 . Dieses führte bei dem Zusammenfluss mit Fabrikwasser zu Ausscheidungen von Härtebestandteilen, insbesondere von CaCO_3 und dadurch zur Bildung dicker Krusten im Abwasserkanal. Für die verunreinigten Wasser wurden deshalb eine getrennte Rohrleitung in den Fabrikwasserablauf zum Rhein verlegt.

Die Nachteile des Tri-Verfahrens führten zu dem Entschluss, auf das Phenosolvan-Entphenolungsverfahren der Lurgi überzugehen. Phenosolvan ist ein in der Hauptsache Isobutylacetat enthaltendes Estergemisch, das leichter als die extrahierten Phenole siedet. Es muss daher aus dem Extraktionsgemisch abdestilliert werden und bleibt dadurch sauber. Die Verunreinigungen bleiben im Phenolextrakt und werden mit diesem verkauft. Ausser diesem Vorteil bringt das Verfahren eine weit bessere Phenolausbeute. Der Restphenolgehalt des Wassers beträgt 100 - 200 mg/l.

100000165

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.Anfall

Schmutzöl aus veröltem Schmutzwasser	8 900	Jato
Schmutzöl aus Phenolwasser	2 600	"
veröltes Schmutzwasser	47	m ³ /h
Phenolwasser	32	m ³ /h

CO₂-Verbrauch für Wasserbegasung 600 m³/h

H₂S-Gehalt

des unbegasteten Phenolwassers	1,2	g/ltr.
des begasteten Phenolwassers	0,2	"
des Blasegases	4	Vol-%

Erzeugung an Phenolöl 950 Jato

Analyse des Phenolöles

Wasser	1,2
Neutröl	2,0
Phenol	31,3
Kresole	43,0
Xylenole	11,5
Rest	11,0

Phenolgehalt

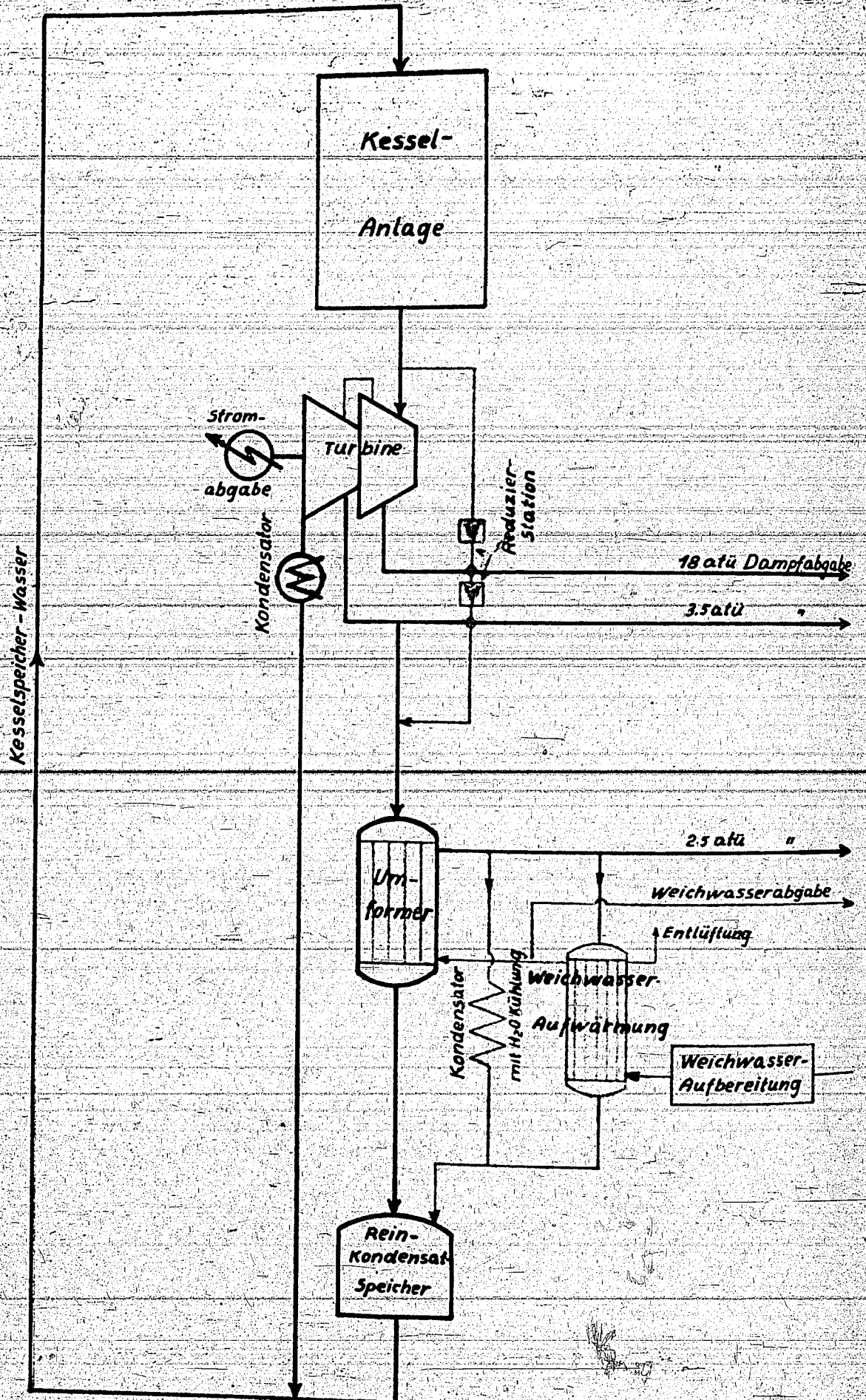
des Phenolwassers	5,2	g/ltr.
des entphenolten H ₂ O	1,9	"
Phenolausbeute	63	%

Trigehalt

des Abwassers	0,086	g/ltr.
des Phenolöles	9,5	"

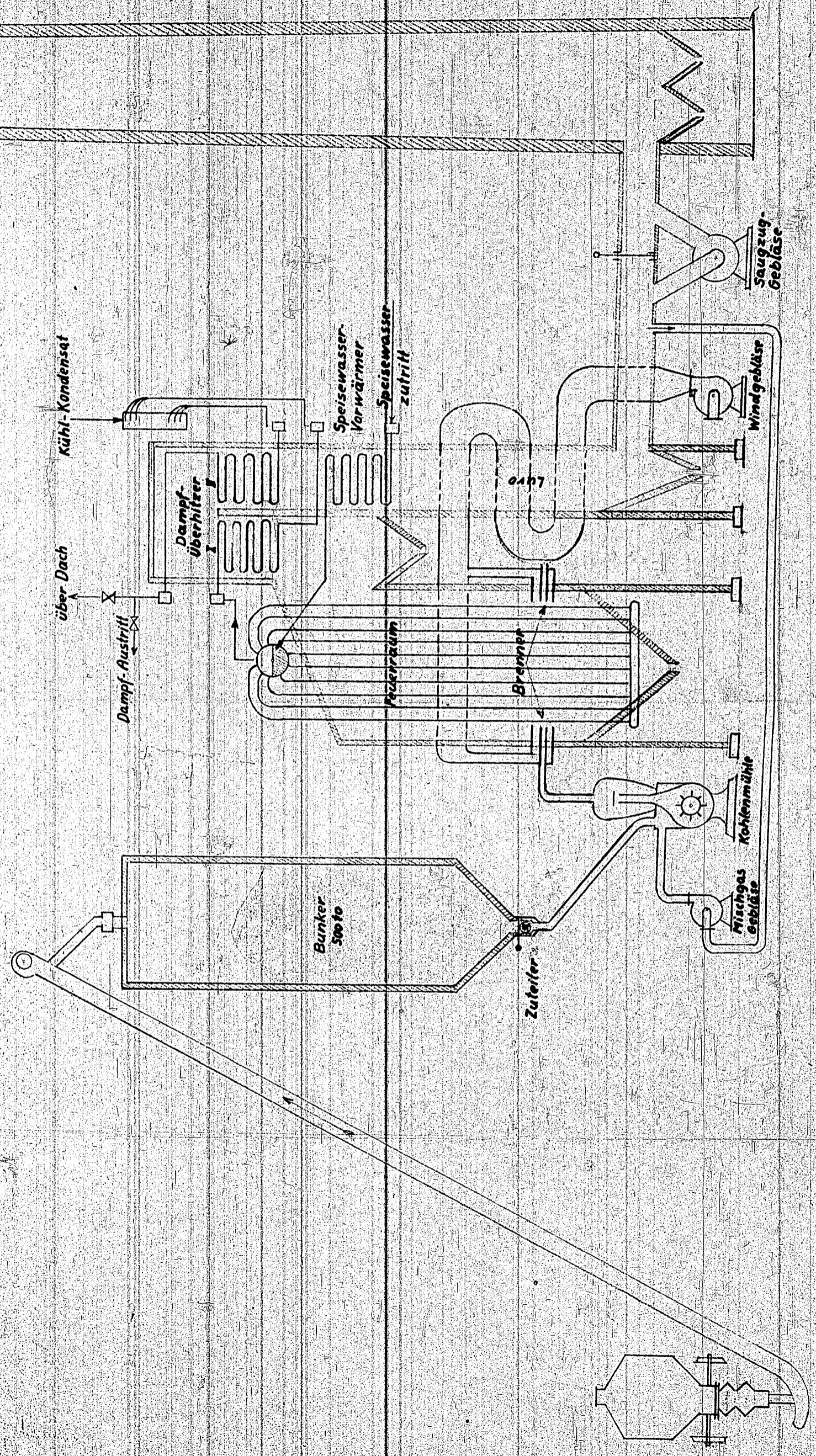
Prinzipschema des Kraftwerkes.

100000166



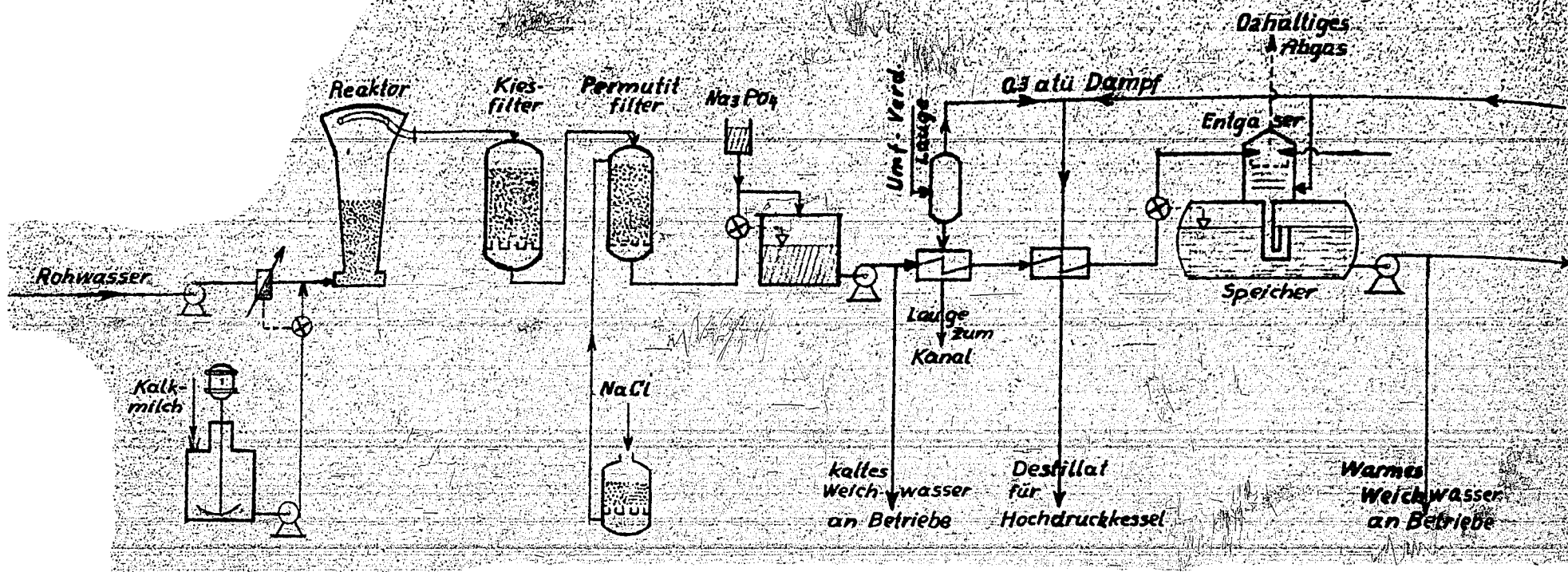
Kesselanlage.

100000107



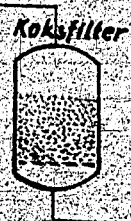
Schema der Weichwasseraufbereitungsanlage

100000168

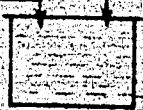


Schema der Fabrikcondensatentölungsanlage.

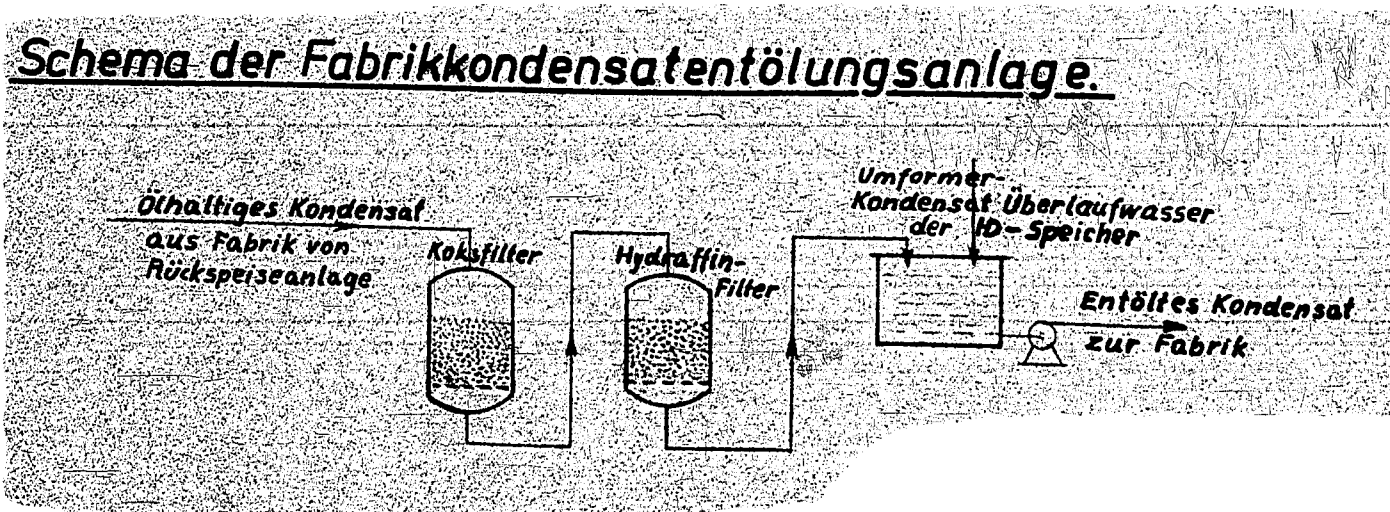
Ölhaltiges Kondensat
aus Fabrik von
Rückspeiseanlage



Umformer-
Kondensat Überlaufwasser
der ID-Speicher



Entöltes Kondensat
zur Fabrik



Beschreibung der Apparatur und Arbeitsweise.

Das Kraftwerk versorgt das Werk mit Dampf, Strom, Weichwasser und Kondensat. Bei seiner Größenbemessung wurden folgende maximale Bedarfszahlen zu Grunde gelegt:

Energiebedarf	80 000 kW
Bedarf an 18 atü Dampf	25 to/h
3,5 " "	30 "
2,5 " "	180 "
Speisewasser 105°C	50 "
Reinkondensat 60/80°C	25 "

Von der abgegebenen Dampfmenge sollten 100 to/h Kondensat zum Kraftwerk zurückkommen.

Das Kraftwerk enthält folgende Anlageteile:

Kesselanlage mit Kohlenförderanlage

Turbogeneratorenanlage

Umformeranlage

Wasserreinigung und Pumpenanlage

elektr. Schaltzentrale.

Eine kurze Beschreibung der Arbeitsweise und der Gesichtspunkte, die bei der Planung eine Rolle gespielt haben, sei vorweg genommen (s. hierzu das Prinzipschema des Kraftwerkes).

In den Kesseln wird Hochdruckdampf von normalerweise 70 atü Druck hergestellt. Dieser wird in Turbinen entspannt und leistet hierbei Arbeit, die in elektrische Energie umgewandelt wird. Die Entspannung erfolgt in 3 Stufen, nämlich auf 18 atü, 3,5 atü und 0,04 atü im Kondensationsteil der Turbinen. Die Hauptmenge wird auf 3,5 atü entspannt und durch eine Umformeranlage geführt. Hier wird in indirektem Wärmeaustausch Weichwasser in 2,5 atü Dampf übergeführt, während das aus dem 3,5 atü Dampf gebildete Kondensat gemeinsam mit dem im Kondensationsteil der Turbinen niedergeschlagenen Kondensat in geschlossenem Kreislauf zu den Kesseln zurückgeführt wird. So wird erreicht, daß die Kesselanlage mit reinem Kondensat gespeist wird. Die Dampf- und Kondensatabnahme sowie die Verluste des Primärkreislaufes werden durch Destillat gedeckt, das durch Niederschlagen von Sekundärdampf der Umformeranlage erzeugt wird. Als Kühlwasser dient hierbei

das für das Kraftwerk und einige Fabrikationsbetriebe benötigte Weichwasser.

Die Fabrikationsbetriebe erhalten 18 atü, 3,5 atü und 2,5 atü-Dampf. Der 18 und 3,5 atü-Dampf wird unmittelbar aus den Turbinen entnommen, der 2,5 atü-Dampf wird in der Umformeranlage hergestellt.

Das für die 2,5 atü-Dampferstellung erforderliche Weichwasser wird durch Aufbereitung von Fabrikwasser gewonnen. Die Aufbereitung besteht in einer Entkarbonisierung durch Kalkmilch, Permittenthärtung und Erhitzen auf etwa 110° zwecks Austreiben des gelösten O₂.

Als Grundlage für die Bemessung der Dampfleistung der Kesselanlage ist in erster Linie der Dampfbedarf der Werksanlagen und Eigenbedarf des Kraftwerkes berücksichtigt. Die Stromerzeugung richtet sich im Wesentlichen nach der Dampferzeugung. Der über die eigene Erzeugung hinausgehende Strombedarf wird über einen Fremdstromanschluß gedeckt.

Um bei der Ffischdampferzeugung von den Schwankungen der Dampf-abnahme der Fabrikationsbetriebe möglichst unabhängig zu sein, wurden die Turbinen mit einem Kondensationsteil ausgerüstet. Hierdurch wird erreicht, daß die Kessel praktisch dauernd mit Bestlast gefahren werden können, während die Schwankungen des Dampfbedarfes durch Änderungen der Stromerzeugung ausgeglichen werden.

Die Kesselanlage.

Sie ist mit 5 Kesseln mit einer Leistung von je 64 / 80 to Dampf von 80 atü und 500° ausgestattet. 4 weitere Kessel stehen kurz vorder Fertigstellung. Die Kessel sind Strahlungskessel (Eintrommelkessel) mit direkt verbundenen Speisewasservorwärmern und Überhitzern. Sie sind mit Kohlenstaubfeuerungen und Lufterhitzern ausgerüstet. Die Temperatur wird mit Hilfe einer Askania-Temperatur-Regelanlage durch Einspritzung von Kondensat auf 500° konstant gehalten. Die Zuführung des Kesselspeisewassers erfolgt durch 2 Pumpenarten, die zum Teil elektrisch, zum Teil durch Turbinen angetrieben werden. Um ein Ansteigen des Gehaltes an Härtebestandteilen in den Kesseln zu verhindern, werden etwa 2 % der Einspritzwassermenge laufend abgezogen.

Als Brennstoff dient Trockenbraunkohle mit 15% Wassergehalt. Außerdem werden Brikettabrieb und Halbkoksstaub aus der eigenen Gasfabrik sowie überschüssiges Abgas der Hydrierung ver-

100000171

brannt. Um Explosionen zu vermeiden, werden die zugeführte Menge und der Druck des Hygases besonders sorgfältig geregelt. Die Kohle wird in den gleichen Spezialwagen wie die Hydrierkohle antransportiert. Die Fördereinrichtungen und Bunker werden unter Schutz-CO₂ gehalten. Jeder Kessel besitzt 3 Kohlemühlen, denen die Kohle aus den Bunkern über eine Zuteilereinrichtung zugeführt wird. In den Mühlen findet die Feinzerkleinerung der Kohle und eine Nachtrocknung mittels heißen Rauchgases statt. Die aus den Kesseln abziehenden Rauchgase werden mit einer Temperatur von 180 - 200° durch einen 100 Meter hohen Schornstein, dessen natürlicher Zug durch eine Saugzuganlage verstärkt wird, abgeleitet. Mit der Erweiterung der Kesselanlage kommt ein zweiter Schornstein hinzu. Die Entfernung der Brennrückstände aus den Feuerungsräumen erfolgt durch eine Spülentaschungsanlage, Asche und Schlacke werden zunächst mit Wasser in eine Grube geschwemmt und von dort mit Spezialpumpen in ein mehrfach unterteiltes Absetzbecken gepumpt. Die abgesetzten Rückstände werden nach Ablassen des Wassers mittels eines Greifers verladen.

Die Turbogeneratoren.

Zunächst wurden 4 Entnahme-Kondensationsmaschinen aufgestellt. Später sollten 2 Gegendruckmaschinen hinzukommen. Die Turbinen haben eine Schluckfähigkeit von 95 to/h, von denen 32 to/h in den Kondensationsteil gehen können. Im reinen Kondensationsbetrieb können sie maximal 8 000 kW erzeugen. Die maximale Leistung wird bei 95 to/h Durchsatz und Entnahme von 80 to/h 3,5 atü-Dampf erreicht. Sie beträgt 13 000 kW. Zur Erzeugung von 1 000 kW werden 20 to Dampf der 18 atü- oder 7 to der 3,5 atü oder 4 to der Kondensationsstufe gebraucht. Die Generatoren sind so ausgelegt, daß sie die Leistung von 13 000 kW bei einem Leistungsfaktor von $\cos \phi = 0,8$ erzeugen können. Die Spannung der Generatoren beträgt 6 kV.

Jede Turbine besitzt 3 Entnahmestellen. Die erste liegt bei 18 bis 40 atü. Sie liefert den 18 atü Fabrikdampf und Überhitzerdampf für den 2,5 atü-Dampf. Die Temperatur der 18 atü-Entnahme wird durch Einspritzen von Reinkondensat auf konstant 300° eingestellt. Die 2. Entnahmestufe liefert 3,5 atü-Dampf. Er dient in der Hauptsache zur Erzeugung des 2,5 atü-Fabrikdampfes in der Umformeranlage und zum kleineren Teil zur unmittelbaren Abgabe an die Betriebe. Die in den Kondensationsteil gehende Dampfmenge

100000172

wird auf 0,04 ata betragenden Druck des Kondensators entspannt. Die Kondensatoren sind Oberflächenkondensatoren, in denen der Unterdruck durch mit 18 atü betriebene Dampfstrahlsauger gehalten wird. Zum Kühlen der Kondensatoren wird das relativ kalte Kühlerablaufwasser des Kompressorenbaues und einiger weiterer Betriebe verwendet. Seine Temperatur liegt im Mittel 7°C über der Temperatur des Fabrikwassernetzes.

Die wichtigsten Sicherheitsvorrichtungen der Turbogeneratoren sind Schnellabschaltvorrichtungen der Generatoren, die bei starken Spannungseinbrüchen ansprechen und Schnellschlußventile zum Absperrern des Dampfes, die dann automatisch bedient werden, wenn die normalerweise 3 000 betragende Tourenzahl der Turbinen über 3 300 ansteigt. Dies tritt bei plötzlicher Entlastung der Generatoren, beispielsweise nach Betätigung der elektrischen Schnellabschalt-Vorrichtung oder bei plötzlicher Abstellung zahlreicher Elektromotore in den Betrieben ein. Eine automatische Regelvorrichtung der Turbinen stellt eine konstante Tourenzahl von 3 000 durch entsprechende Regulierung der Dampfzufuhr ein.

Der Betrieb der Kesselanlage mit eingeschränktem oder ohne Turbinenbetrieb wird durch die sogenannte Reduzierstation ermöglicht. Dies ist eine mit Kühlkondensateinspritzung versehene Stufenentspannung vom Kesselausgang über die 18 atü- in die 3,5 atü-Stufe. Sie tritt bei Druckanstiegen in der Höchstdruckdampfleitung, wie sie beispielsweise bei Ausfall der Turbinen eintritt, automatisch in Tätigkeit.

Die Umformeranlage.

Zur Umformung des den Turbinen entnommenen 3,5 atü-Dampfes zu dem abzugebenden 2,5 atü-Dampf sind 6 Umformer vorhanden. Jeder von ihnen kann bei 3,5 atü Dampfdruck maximal 40 to/h und bei Erhöhung des Druckes auf 4,5 atü bis 55 to/h 2,5 atü-Dampf erzeugen.

Die Umformer werden mit Weichwasser gespeist. Um ein Ansteigen von Härtebestandteilen in den Umformern zu vermeiden, werden etwa 3 % der Weichwassermenge abgezogen. Das Weichwasser wird vor seinem Eintritt in die Umformer zur O_2 -Austreibung auf 105° und anschließend weiter auf 130° aufgewärmt. Die Erwärmung wird mit 2,5 atü-Dampf vorgenommen. Das durch die Kondensation dieses Dampfes entstehende Kondensat ist das die

Verluste des Primärkreislaufes deckende Destillat. Die so gewissermaßen als Nebenprodukt anfallende Kondensatmenge ist begrenzt. Sie beträgt etwa $\frac{1}{6}$ des Weichwasserverbrauches des Kesselhauses und der übrigen Weichwasserabnehmer des Werkes. Der darüber hinausgehende Destillatbedarf der Hochdruckkessel muß durch Niederschlagen von 2,5 atü-Dampf mit Fabrikwasser hergestellt werden.

Die Weichwasserherstellung (s. Skizze).

Das Weichwasser für die Herstellung des 2,5 atü-Dampfes in den Umformern wird aus Fabrikwasser durch Kalkvorentärtung, Permutierung und Luftausgang hergestellt.

Die Kalkvorentärtung erfolgt durch Zusatz von Kalkmilch in den sogenannten Wirbelstromreaktoren, die mit feingekörntem Marmor gefüllt sind. Dem Fabrikwasser wird gerade so viel Calciumhydroxyd zugemischt, wie zur Bindung der gesamten Kohlensäure und Umsetzung des Calciumbicarbonates zu Calciumcarbonat erforderlich ist. Das sich ausscheidende Calciumcarbonat setzt sich an den als Kristallisationszentren wirkenden Marmor Körnchen fest. Die Marmorstauffüllung wird, wenn die Teilchen Weizenkorngroße angenommen haben, erneuert.

Den Wirbelstromreaktoren folgen Kiesfilter zum Herausholen mitgerissener Feststoffbestandteile und anschließend die Permutitfilter. Diese sind mit einem organischen Austauscher gefüllt, der in bekannter Weise wechselweise mit dem zu enthärtenden Wasser und mit Kochsalzlösung beschickt wird.

Im Anschluß an die Enthärtung wird, um Spuren mitgerissener Ca-Carbonates unschädlich zu machen, Na_3PO_4 zugesetzt. Hierdurch bilden sich Mischkristalle von Calciumcarbonat und Calciumphosphat in lockerer, nicht anbackender Form. Anschließend wird das Wasser durch Ausdampfen von gelöstem O_2 befreit.

Die Ausgasung erfolgt in folgender Weise in 2 Stufen:
Zunächst erfolgt eine indirekte Aufheizung durch die abgeschlammte Lauge der Umformer und Verdampfer und hierauf durch 0,3 atü Dampf. Anschließend wird nochmals mit 0,3 atü-Dampf direkt ausgegast. So wird der Anfangs- O_2 -Gehalt von 2 mg/l auf 0,06 mg/l erniedrigt. Das entgaste Weichwasser wird in die Umformer geführt und dort verdampft. Um ein Verkrusten der Umformerrohre durch Härtebestandteile zu verhindern, werden 2 - 3 % der eingesetzten Wassermenge kontinuierlich aus den Umformern abgezogen. Die Dichte des abgezogenen Wassers darf 1°Bé (entspricht 10 g NaCl/l) nicht übersteigen.

Die Weichwasseraufgabe an die Fabrikationsbetriebe.

Über den Weichwasserbedarf des Kraftwerkes hinaus wird Weichwasser innerhalb der Betriebe gebraucht und zwar zur Dampferzeugung in den Abhitzeesseln der Gasfabrik, der Spaltanlage und der H_2 -Verbrennungsöfen für die N_2 -Herstellung. Diese Mengen müssen als entgastes, d.h. heißes Weichwasser abgegeben werden.

Darüber hinaus besteht ein Bedarf an kaltem Weichwasser für die NH_3 -Auswaschung der Hygase und die Berieselung der Sättiger der Gasfabrik. Für den ersten Zweck ist permutitenthärtetes, für den zweiten nur entcarbonisiertes Wasser erforderlich. Infolge unzureichender Behälter- und Pumpenkapazität in der Enthärtungsanlage des Kraftwerkes und des Vorhandenseins nur einer Leitung zur Gasfabrik mußte die Gasfabrik bisher auch für die Sättigerberieselung heißes Weichwasser benutzen. Einrichtungen zur Umstellung auf entcarbonisiertes Wasser befinden sich im Bau.

Weiterhin ist es aus Gründen der Dampfeinsparung erforderlich, die bei der Planung vorgesehene Verwendung von auf 50° vorgewärmtem Kühlwasser zur Weichwasserherstellung praktisch zu verwirklichen. Von dieser wurde bisher Abstand genommen, weil sich zeigte, daß das Festwachsen des ausgeschiedenen Calciumcarbonates an den Marmor Körnchen in der Wärme erschwert wird. Die Frage muß in Zusammenarbeit mit der Lieferfirma der Enthärtungsanlage gelöst werden.

Analyse des Wassers in den einzelnen Stufen der Weichwasserherstellung.

	Alkalität p	Cl m	mg/l	Carb. Härte	Ges. Härte	fr. CO_2 mg/l	agg mg
Fabrikwasser	0	3,2	60	9	15	25	8
Entcarbonisiertes Wasser	0,2	0,4	60	2	8	0	0
Permutitenthärtetes Wasser	0,2	0,4	60	0	0,3	0	0
Entgastes Wasser	0,2	0,4	60	0	0,3	0	0

Das Reinkondensat für die Hochdruckkessel

ist ein Gemisch von Turbinenkondensat, von dem in den Umformern aus 3,5 atü-Dampf gebildeten Kondensat und von dem Destillat, das bei dem Aufheizen des Weichwassers durch Niederschlagen von 2,5 atü-Dampf anfällt.

Es ist entsprechend seiner Entstehung sehr rein, enthält jedoch Spuren von O_2 . Es wird deshalb ebenso wie das Weichwasser ausgegast. Die Ausdampfung erfolgt unter einem Druck von 3,5 atü bei 145° . Der O_2 -Gehalt beträgt dann etwa 0,02 mg/l. Zur völligen Beseitigung des Sauerstoffs wird nun Na_2SO_3 -Lösung zugesetzt. Außerdem erfolgt, um Korrosionen der Speisepumpen und Kessel zu vermeiden, zur Einstellung einer schwachen Alkalität (pH-Wert 8-8,3) ein Zusatz von NaOH und, um die Ausscheidung von festbackendem $CaCO_3$ zu verhindern, ein weiterer Zusatz von Na_3PO_4 . Die Mengen der Zusätze betragen:

NaOH	ca. 1,5 mg/l Wasser
Na_3PO_4	1,0 " "
Na_2SO_3	0,4 " "

In den Hochdruckkesseln selbst wird durch Abziehen einer 2 bis 3% der eingeführten Destillatmenge betragenden Wassermenge eine Alkalität von etwa 40 gehalten.

Analyse des Reinkondensates.

pH	Cl	Abdampfrückstand	CO_2	O_2
8 - 8,3	1,5 mg/l	3 mg/l	0,0	0,0

Das Fabrikcondensat (s. Skizze).

Das auf den Rohrbrücken und innerhalb der Fabrikationsbauten anfallende Kondensat wird gesammelt und ins Kraftwerk zurückgeführt. So können etwa 55% der abgegebenen Dampfmenge als Kondensat zurückgewonnen werden. Die fehlenden 45% sind der Dampf, welcher zu chemischen Umsetzungen, wie zur Wassergaserzeugung und Konvertierung oder zu Destillationszwecken, wie z.B. in der Destillation und Schwelerei direkt in die Apparaturen eingeblasen wird. Bisher wurden, wie die folgende Bilanz des 1. Quartals 1944 zeigt, nur etwa 35% der abgegebenen Dampfmenge als Kondensat zurückgewonnen.

Gesamt-Dampfabgabe ans Werk	185 to/h
davon nicht rückgewinnbar	85 "
davon rückgewinnbar	100 "
Kondensatrückführung	65 "
Kondensatverluste	35 "

Grund zu dieser schlechten Ausbeute ist, daß durch Undichtwerden von mantelbeheizten Leitungen öfters Öl in das Kondensat eindringt, sodaß die Abläufe einzelner Kondensat-Sammelkästen ins

Abwassernetz umgestellt werden müssen und daß auch sonst noch viele Kondensatabläufe ins Abwassernetz münden.

Für die Rückführung des Kondensates ins Kraftwerk sind 2 Leitungen vorhanden, die eine Unterteilung des Produktes ermöglichen. So wird bisher das in den Außendampfleitungen anfallende Kondensat von dem in den Betrieben gesammelten Anfall getrennt ins Weichwasser geführt.

Das übrige in den Betrieben anfallende Produkt wird nach einer Entölung über Koks- und Hydraraffinfilter in einen Speicher geführt und von dort in die Betriebe gepumpt. Die Hauptabnehmer sind die Konvertierung, der Hochdruck und die Spaltanlage.

Analyse des Kondensates nach der Entölung.

PH	CO ₂	O ₂	Phenol	Abdampf- rückstand	Öel
6,3	3 mg/l	1 mg/l	0,2 - 0,3 mg/l	8 mg/l	70 mg/l

Die Phenole und der Ölgehalt stammen von den gelegentlichen Undichtigkeiten der mantelbeheizten Leitungen her. O₂ und CO₂ werden, trotzdem die Sammelkästen der Betriebe und der Sammelbehälter des Kraftwerkes unter einem Dampfpolster gehalten werden, aus der Außenluft aufgenommen. Sie verursachen bei den Abnehmern, insbesondere in den Oschatzkesseln der Spaltanlage und an den Pumpenventilen des Hochdrucks Korrosionen.

Die Spaltanlage hilft sich durch einen Zusatz von NaOH, durch den CO₂ gebunden wird. Zum Schutz der übrigen Betriebe ist eine zentrale Behandlung des Kondensates im Kraftwerk, bestehend in einem NH₃-Zusatz zum Abstumpfen der CO₂ und in einem SO₂-Zusatz zur Beseitigung des O₂ vorgesehen.

Die geringe Leistungsfähigkeit des Kraftwerkes, ihre Gründe und Maßnahmen zur Abhilfe.

Das Kraftwerk erwies sich, trotzdem die Energieverbräuche des Werkes erheblich unter den Werten der Vorschätzung lagen, für die Kriegsverhältnisse als zu klein. Auch die erfreuliche Tatsache, daß mit gelegentlichen Spitzenleistungen der Stromerzeugung von 40 000 kW das Kraftwerk zum "Großkraftwerk" wurde, kann nicht darüber hinwegtäuschen. So kam es zu den aus der vorangegangenen Beschreibung ersichtlichen Erweiterungen.

100000177

Der Grund zu der unzureichenden Leistung lag im wesentlichen darin, daß die untere Grenze der Dampfleistung der Kesselanlage, d.i. 64 to/h bei 70 at. Druck, im Dauerbetrieb nicht überschritten werden konnte, weil relativ viel Kesselabstellungen erfolgten, weil mehr Weichwasser als vorgesehen abgegeben wurde, und weil zu starke Verluste an Fabrikcondensat eintraten.

Die geringe Belastbarkeit und die Abstellungen der Kessel sind in erster Linie auf den mit 900° relativ tief liegenden Sinterungspunkt der Asche der Kesselkohle zurückzuführen. Hierdurch kommt es durch Aufkleben von Aschebestandteilen zu einer Verschmutzung der Überhitzerrohre.

Die Krustenbildung führt zunächst durch Verschlechterung des Wärmeüberganges zu einer Leistungsminderung der Kessel und mit fortschreitendem ungleichmäßigem Wachsen der Ansätze zu einer unregelmäßigen Strömung der Rauchgase. Hierdurch kommt es leicht zu Überhitzungen einzelner Rohrteile und zu Rohrreißen. Gegenmaßnahmen bestehen in einem Sandabstrahlen der Rohre, das alle 3 Tage ohne Betriebsunterbrechung vorgenommen wird und in einer gründlichen Reinigung, die in festgelegten Abständen unter einer etwa 10tägigen Abstellung des betreffenden Kessels erfolgt. Um die Strömungsverhältnisse zu verbessern und die Reinigungsarbeiten zu erleichtern, wurden die Abstände zwischen den Überhitzerrohren von 12 cm auf 30 cm vergrößert. So konnten die Betriebsperioden der Kessel von 1 000 auf 2 000 Stunden verlängert werden.

Die Weichwasserabgabe.

war größer als vorgesehen. Der Mehrverbrauch bestand in einer Abgabe von $40 \text{ m}^3/\text{h}$ für die NH_3 -Auswaschung der Hygase und $70 \text{ m}^3/\text{h}$ für die Sättigerberieselung der Gasfabrik. Die Abgabe an die Gasfabrik wirkte sich auch dadurch ungünstig aus, weil wegen apparativer Unzulänglichkeiten heißes Wasser abgegeben wurde, trotzdem kaltes ausreichend war. Dies führte zu einem vermeidbaren Mehrverbrauch von 2,5 atü Heizdampf.

Kondensatwirtschaft.

Die Einrichtungen zur Sammlung und Rückführung des Fabrikcondensates sind unvollständig. Außerdem entstanden durch Undichtigkeiten an mantelbeheizten Überleitungen öfters Schwierigkeiten und Verluste.

100000178

So trat besonders in den Sommermonaten, in denen der Kondensatanfall durch die Abstellung vieler Beheizungseinrichtungen absank, Kondensatmangel ein. Einzelne Betriebe mußten dann mit Kondensat aus dem Hochdruckkessel-Kreislauf versorgt werden.

Maßnahmen zur Entlastung des Kraftwerkes.

Unter den beschriebenen Umständen konnte die Vollproduktion des Werkes besonders in den Wintermonaten 1943/44 nur durch den Einsatz von viel Fremdstrom und durch einige betriebliche Kunstgriffe aufrechterhalten werden. Letztere bestanden in der Erhöhung der 18 atü-Dampfproduktion der Spaltanlage, der durch eine abnormal gesteigerte Heizgasbelastung der Spaltöfen erreicht wurde, ferner in der Verwendung von 2,5 statt 3,5 atü Dampf für die Spaltöfen. Der Ersatz von 3,5 atü durch 2,5 atü Dampf führt dann zu einer Dampfeinsparung, wenn die bei der Weichwasseraufheizung anfallende Kondensatmenge kleiner als die Abgabe von 18 atü und 3,5 atü Primärdampf ist. Sonst nämlich muß, wie bereits in der Beschreibung der Umformeranlage gesagt wurde, die fehlende Speisewassermenge für die Hochdruckkessel durch Kondensation von 2,5 atü-Dampf hergestellt werden.

Die Umstellung der Spaltöfen auf 2,5 atü Dampf kann nur dann erfolgen, wenn der Widerstand der Kontaktöfen unter 2 at liegt, was nur bei einer geringen bis mittleren Belastung der Fall ist. Nach Aufstellung des 5. Spaltofens soll immer 2,5 atü-Dampf verwendet werden.

Weiterhin wurde der Dampfdurchsatz der Wassergasgeneratoren erniedrigt. Hierdurch fiel ein CO-reicheres Wassergas an, das in der Konvertierung unter Aufwendung einer geringeren Dampfmenge als in den Pi-Hi-Generatoren erforderlich wäre, zu CO₂ und Wasserstoff umgewandelt wurde.

Eine weitere erhebliche Dampfeinsparung wurde durch die CO₂-Zumischung zum Wind der Heizgasgeneratoren anstelle der H₂O-Dampfsättigung erzielt.

Betriebszahlen für 1943

(Stundenmengen)

Zahl der betriebenen Kessel (Durchschnitt)	4,02	
Mittl. Leistung eines Kessels	60,5	t/h
Zahl der betriebenen Turbinen (Durchschnitt)	3,05	
Mittl. Leistung einer Turbine	11542	kW

Verbrauch

Kesselkohle	38,43	t/h
H ₂ O-Gehalt der Kohle	15,07	%
H _u	4892	WE/kg

70atü Dampf

Erzeugung	244,11	t
davon f. Kesselspeisepumpen	7,10	t
" " Turbinen	235,39	t
" " Reduzierstation	1,92	t

Entnahme der Turbine

Kondensat	40,58	t
3,5 atü-Dampf	170,11	t
18 " "	24,70	t
Vorluste		
Gesamtentnahme	235,39	t

Abgabe an Fabrik

18 atü-Dampf	14,66	t
3,5 " "	17,99	t
2,5 " "	110,88	t
Kondensat entölt	33,46	m ³
Turbinenkondensat	6,24	"
Weichwasser warm	90,61	"
kalt	26,10	"

Elektr. Energie

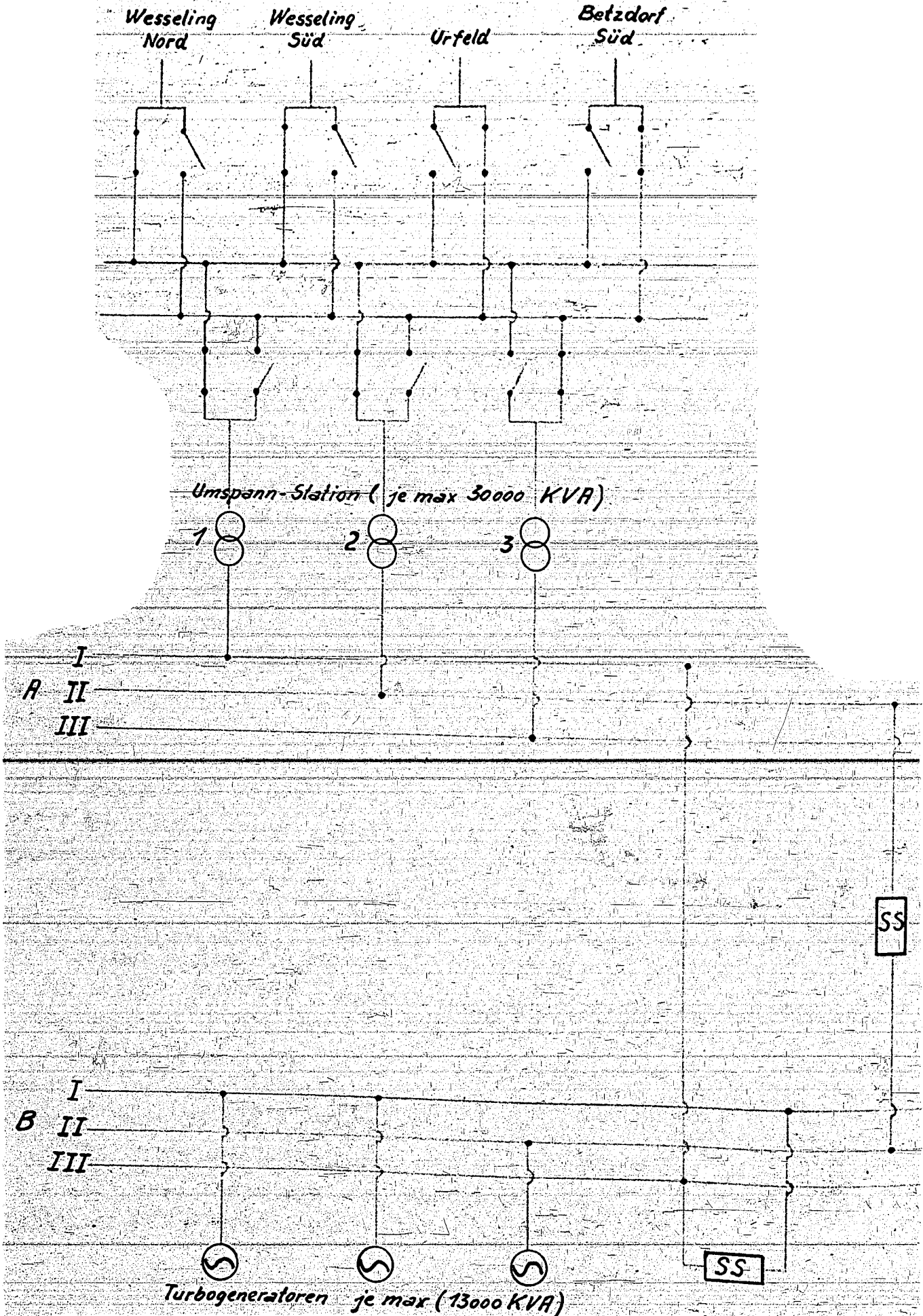
Eigenerzeugung	34 862	kWh
Fremdbezug (RWE)	26 615	"
Gesamtverbrauch	61 477	"
davon f. Kraftwerk	3 015	"
" " Wassergewinnung	3 498	"
" " Fabrik	54 964	"

Wichtige Zahlen:

(Verdampfungsziffer t Dampf/t Kohle	5,78	
(von 4 500 WE	6,752	t
70 atü-Dampf-Verbrauch pro kWh	1,217	t
Gesamtkohleverbrauch pro kWh	10 144	kW
Kondensationsstrom	34 862	"
Gesamt-Stromerzeugung		

100000180

Schalt-Schema (6KV)



Der Bedarf des Werkes an elektrischem Strom kann durch Eigenerzeugung des Kraftwerkes nur zu etwa 50% gedeckt werden. Die hierdurch erforderliche zusätzliche Belieferung mit Fremdstrom erfolgte zunächst über drei, später über vier 110-KV-Überlandleitungen des RWE. Jede dieser Leitungen kann über eine Umspannstation auf 6 KV zu je 30 000 KVA mit dem Kabelsystem des Werkes verbunden werden.

Das 6 KV-Kabelnetz des Werkes ist, wie die schematische Skizze 1 zeigt, zunächst in 2 Gruppen zu je 3 Schienen unterteilt, von denen die Gruppe A für eine Belieferung mit Fremdstrom und die Grubbe B vorwiegend für eine Belieferung mit Eigenstrom vorgesehen ist. Der Eigenbedarf wird bei Auslastung des Kraftwerkes in drei 6-KV-Turbogeneratoren erzeugt, die zusammen eine Leistung von etwa 37 000 KVA erreichen.

Bei normaler Fahrweise wurden 2 Generatoren auf eine Schiene der Grubbe B geschaltet (B I). Der dritte Generator speiste eine weitere Schiene der Gruppe B (B II). Schiene B III wurde mit Fremdstrom versorgt. Ursprünglich waren die mit Eigenstrom versorgten Schienen starr mit den Fremdstromschienen gekuppelt. Hierdurch kam es bei Spannungsknickungen im Fremdstromnetz häufig zu Gesamtstromausfällen, da die Generatoren durch Ansprechen des Überstromschutzes vor Umschaltung der Fremdstromzuführung abgeschaltet wurden. Diese Störungen, die beträchtliche Produktionsausfälle zur Folge hatten, wurden durch Einbau von Schnellschutzschaltern in die Kupplungskabel behoben. Der Schnellschutzschalter trennt die gekuppelten Schienen bei schnellem Abfall der Fremdstromspannung. Fällt die Spannung allmählich, so erfolgt die Abschaltung durch das Überstromschutz-Relais der Generatoren. Durch diese Anordnung wird erreicht, daß bei Ausfall des Fremdstromes die Versorgung mit Eigenstrom ohne Unterbrechung erhalten bleibt, und das andererseits bei Ausfall von Eigenstrom die Versorgung der betreffenden Schienen vom Fremdstrom ohne Unterbrechung übernommen wird. Voraussetzung für diese Fahrweise ist eine geeignete Lastverteilung. So darf z.B. von Schiene B I nur so viel Strom abgenommen werden, als die beiden Generatoren erzeugen können. Gleichzeitig darf die gesamte Last der Schienen B I, B III, A I nicht die Leistung der Fremdstrom-Umspannstation 1 überschreiten.

Bei Einhaltung der angedeuteten Lastverteilung zeichnen sich die mit Eigenstrom belieferten Schienen (BI u. BII) durch eine größere Sicherheit gegen Ausfall aus. Es wurden daher die Ringkabel mit den betrieblich wichtigsten Motoren (z.B. der Gasumlaufpumpen und der Hochdruckvorheizgeräten) sowie die Ringkabel mit dem Kraftwerks-Eigenbedarf und den Lichttransformatoren-Stationen auf diese Schienen geschaltet.

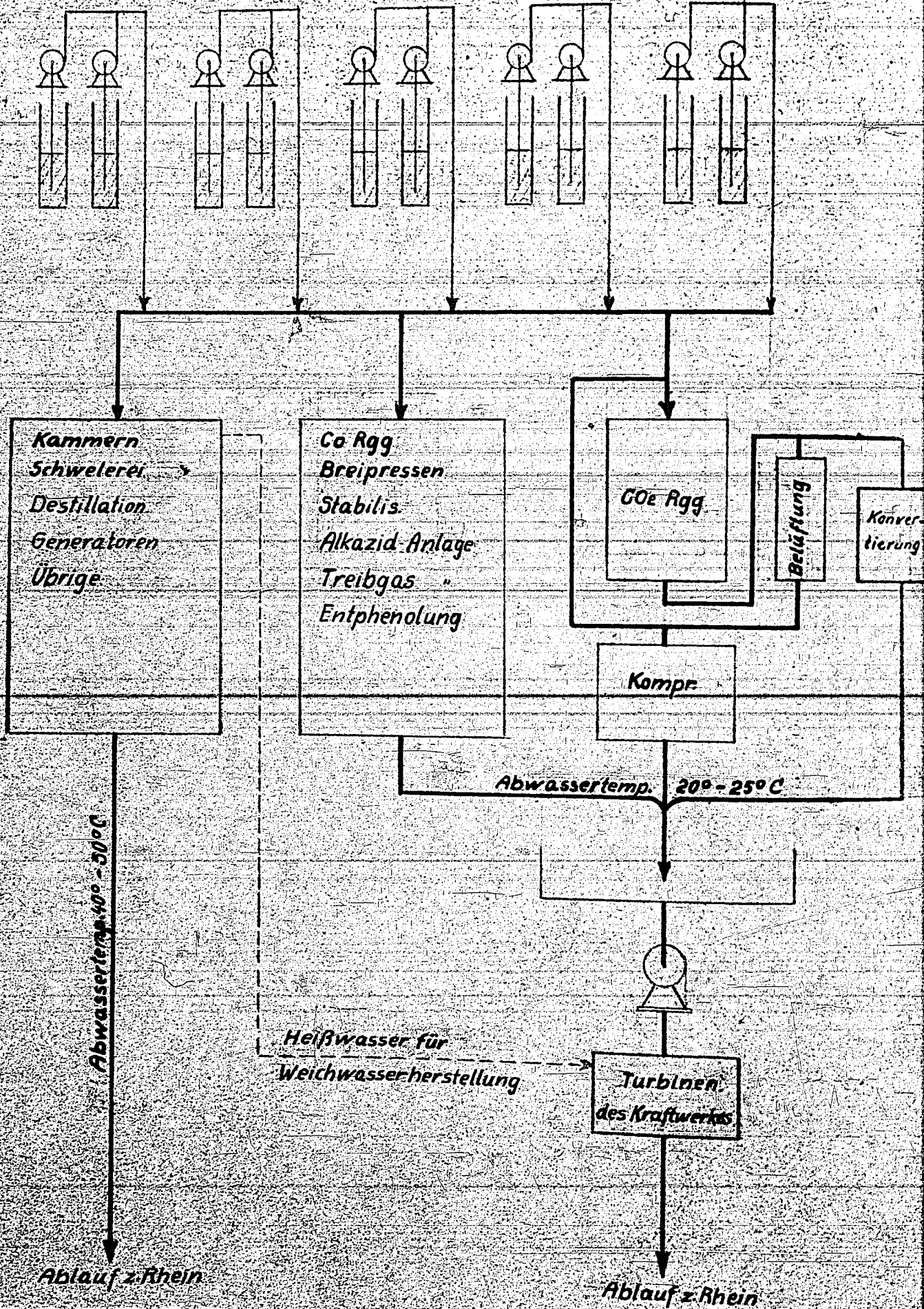
Eine zusätzliche Sicherung gegen Fremdstrom-Ausfall würde durch Heranführen einer vierten Überlandleitung erreicht.

Der Anschluß der 4 Überlandleitungen an die 3 Umspannstationen erfolgt, wie die Skizze 2 andeutet, über 2 Sammelschienen. Jede einzelne der Überlandleitungen kann ausfallen, ohne daß hierdurch eine Unterbrechung der Versorgung mit Fremdstrom eintritt.

Für die Verteilung des Stromes innerhalb des Werkes sind etwa sechzig 6-KV-Ringkabel vorgesehen, für die eine mittlere Belastung von 4 000 KVA ausgelegt wurden. Die eine Hälfte dieser Ringkabel ist beliebig auf eine Schiene der Gruppe A, die andere Hälfte auf eine Schiene der Gruppe B zu schalten. Vorwiegend wird der Strom den 6 KV-Ringkabeln unmittelbar entnommen, während ein geringer Teil auf 500 Volt, 220 Volt und anderen Niederspannungen transformiert wird.

Ein Teil der wichtigsten 6-KV-Motoren und Kraft-Trafostationen sowie alle Licht-Trafostationen sind an je ein Ringkabel der Gruppe A und K angeschlossen, und auf diese Weise von Eigenstrom auf Fremdstromverbrauch bzw. umgekehrt umschaltbar. Bei den Lichttrafos erfolgt die Umschaltung bei Stromausfall automatisch.

Tiefbrunnen - Anlage



Das Gebrauchswasser für das Werk

100000184

wird einer längs des Rheines angeordneten Brunnenanlage entnommen. Anfänglich waren 50 Brunnen vorhanden, später kamen 40 hinzu. Die in ihrer Bauart etwas unterschiedlichen Brunnen sind 14 - 19 m tief und 25 m voneinander entfernt. Sie haben geschlitzte Brunnenrohre von normalerweise 50 - 80 cm ϕ . Diese sind zum Fernhalten von Schwemmsand mit einer Kiesschicht von 50 - 100 cm Dicke umgeben. Die Pumpen und die Motore befinden sich unter Wasser. Die Motore werden durch Wasserspülung gekühlt. Der Spülwasserstrom wird, um das Eindringen von Sand zu vermeiden, filtriert. Die Pumpen sind für eine Förderung von 200 - 250 m³/h ausgelegt. Je 10 Brunnen sind auf eine Stichleitung zusammengeführt. Insgesamt sind 7 Zuführungen ins Fabrikwassernetz vorhanden.

Im Werk wird das Wasser teilweise mehrere Male verwendet. So wird das Waschwasser der CO₂-Reinigung nach Austreiben des gelösten CO₂ und H₂S als Kühlwasser für die Kompressoren verwendet. Es wird anschließend in ein Sammelbecken geführt und dient hiernach als Kühlwasser für die Kondensatoren der Turbinen des Kraftwerkes. Für den gleichen Kühlzweck wird das verhältnismäßig kalt ablaufende Abwasser der aus dem beigefügten Schema ersichtlichen Bauten doppelt verwendet. Die heiß ablaufenden Abwasser der übrigen Fabrikationsbauten werden direkt in den Rhein geführt.

Analyse des Gebrauchswassers.

	Alkalität		Cl mg/l	SO ₄ mg/l	KMnO ₄ -Verbr.
	p	m			
Rheinwasser	0	2,7	47	47	24
Grundwasser	0	4,6	79	113	2
Wasser aus unserer Brunnenanlage	0	3,2	57	72	8
	Härte frei		CO ₂ aggr. mg/l	O ₂ mg/l	Abdampfrückstand mg/l
Rheinwasser	13	7	0	9	330
Grundwasser	24	44	9	1-2	600
Wasser aus unserer Brunnenanlage	17	28	5	4	400

100000185

- 177 -

Man erkennt aus den Analysenwerten für Cl , SO_4 und der Härte, daß unser Fabrikwasser normalerweise ein Gemisch von $2/3$ Rheinwasser und $1/3$ Grundwasser ist.

Störungen.

Die gleichzeitige Anwesenheit von Sauerstoff und aggressiver Kohlensäure verleiht unserem Gebrauchswasser eine erhebliche Eisenaggressivität. So sind nach dreijähriger Betriebszeit in den Kühlern vieler Fabrikationsbauten starke Korrosionen festzustellen. Es besteht die Möglichkeit, die aggressive Kohlensäure durch Zusatz von Kalkmilch abzustumpfen. Die Dosierung müßte sehr genau vorgenommen werden, da ein Zuviel zur Ausscheidung und Ankrustung von CaCO_3 in den Leitungen und Apparaturen führen würde.

Eine weitere unangenehme Eigenschaft des Brunnenwassers ist eine Neigung zur Algenbildung, die dadurch verstärkt wird, daß durch Versickern von Produkten innerhalb des Werksgeländes Phenole in unsere Brunnenanlage gelangen, die als Nährstoff für die Algen dienen. Zur Bekämpfung des Algenwachstums wurde Chlor in die Brunnen geleitet. Die Zugabe erfolgte etwa 2-monatlich in je einen der zehn auf eine Stichleitung zusammengeführten Brunnen. Der Cl -Gehalt in der Stichleitung wurde auf jeweils 10 - 15 mg/l eingestellt. Es gelang so, das Algenwachstum beträchtlich herabzudrücken. In einzelnen Bauten, wie in der CO_2 -Reinigung und Alkaidanlage war jedoch nach wie vor die Algenbildung so stark, daß dort zu einer Sonderchlorung geschritten werden mußte.

Die Chlorung führte zu einer erheblichen Korrosion des H_2O -Leitungssystems, sodaß von gasförmigen Chlor zu einer NaOCl -Lösung übergegangen wurde. Später soll nach dem Verfahren der Chloratorgesellschaft Berlin HOCl zur Anwendung kommen.

Es trafen auch eine Reihe apparative Störungen auf. Zunächst erwies sich die Kiesschicht um die Brunnenrohre als zu klein. Bei stärkerer Belastung drangen große Mengen von Schwemmsand in die Pumpen, Motore und weiter in das Wasserleitungsnetz und die Betriebsapparaturen ein und führten zu mannigfachen Störungen. Als Abhilfe wurden die später gebohrten Brunnen mit stärkeren Kiesschichten versehen.

100000186

Die aus keramischem Material hergestellten Brunnenrohre bewährten sich nicht. Es gab viel Bruch. Die Rohre wurden durch geschlitzte Eisenrohre, die mit einem Kunstmasseüberzug versehen wurden, ersetzt. An den Pumpen und Motoren traten durch Abnutzung der Kreisel und Schachftwerken der Isolierung viele Reparaturen auf. Meistens waren kaum mehr als die Hälfte aller Brunnen betriebsfertig. So ergab sich die Notwendigkeit zur Aufstellung 40 weiterer Brunnen.

Übers Ganze gesehen, muß man die Brunnenanlage als eine Fehlplanung bezeichnen. Man glaubte, durch sie eine Filtrieranlage für Flußwasser ersetzen und gleichzeitig Anlagekosten einsparen zu können. In Wirklichkeit wurden die Kosten durch die Aufstellung der 40 zusätzlichen Brunnen und die vielen Reparaturen höher, als sie für eine Filtrieranlage gewesen wären.

Weitere Erschwernisse liegen in der Zusammensetzung des Rheinwasser-Grundwassergemisches, die sich in seiner Eisenaggressivität äußern, und in der steten Gefährdung des Brunnenwassers durch verunreinigende Sickerwässer des Werkes. Durch die Aufteilung der Wasserauführung in 7 getrennte Leitungen ist eine nachträgliche Behandlung des Wassers praktisch unmöglich gemacht. Wahrscheinlich wird man die 7 Zuführungsleitungen unter beträchtlichem Kostenaufwand auf eine Sammelleitung zusammenführen müssen.

Betriebszahlen für 1943

Frischwassergewinnung der Brunnenanlage	8 880 m ³ /h
Frischwasser an Betriebe	8 150 "
davon an CO ₂ -Reinigung	2 475 "
Frischwasser an Kraftwerk	730 "
Gedr. Kühlwasser z. Becken vor Kraftwerk	3 575 "
durchschnittliche Pumpenleistung	160 "

Die Temperaturen der einzelnen Wasser betragen:

Wasser der Brunnenanlage je nach Jahreszeit	8 - 18°
Kühlwasser für die Turbinen	7° höher
Abwasser in den Rhein	40 - 50°

Energieverbräuche.

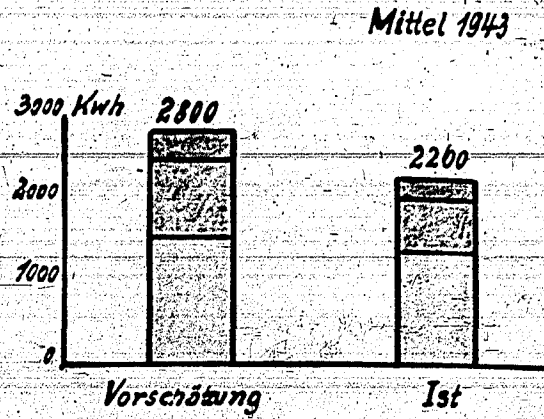
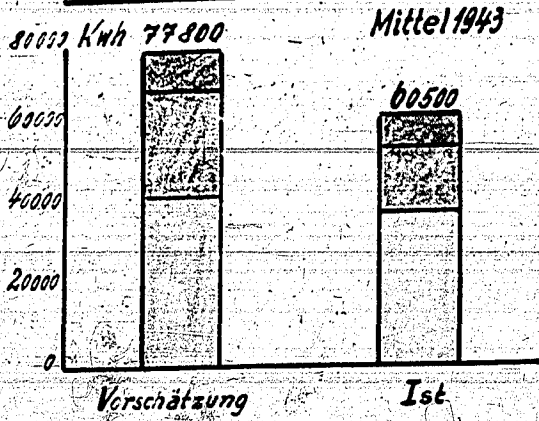
100000137

Gaserzeugung — Hydrrierung — Kraftwerk

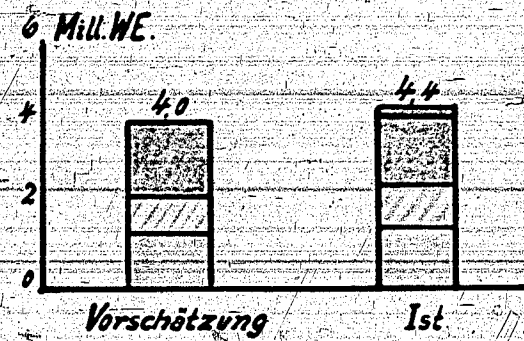
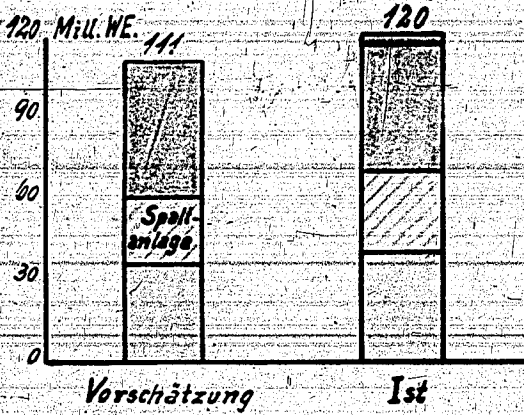
Stündlicher Verbrauch

Verbrauch/to Miöl

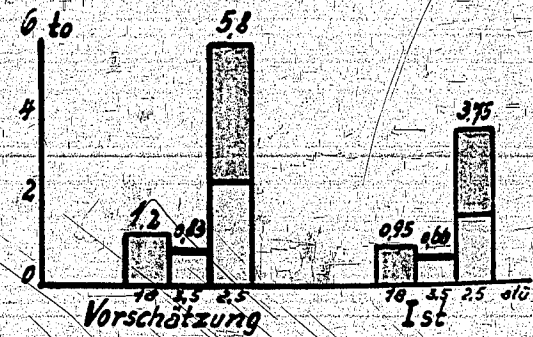
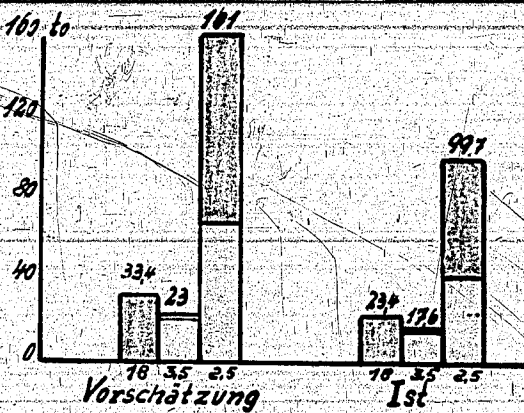
Stromverbrauch



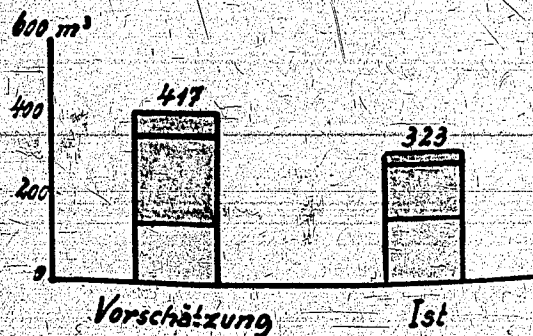
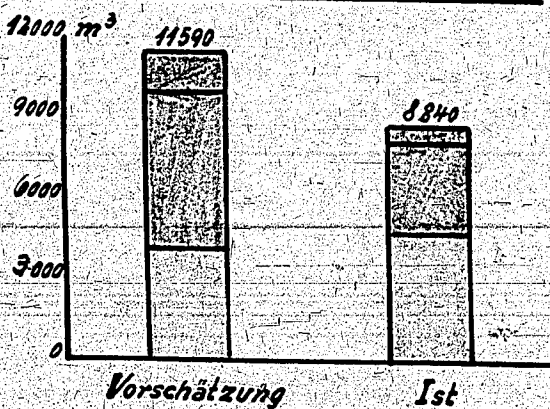
Heizgasverbrauch



Dampfverbrauch



Kühlwasserverbrauch



Die Energieverbräuche

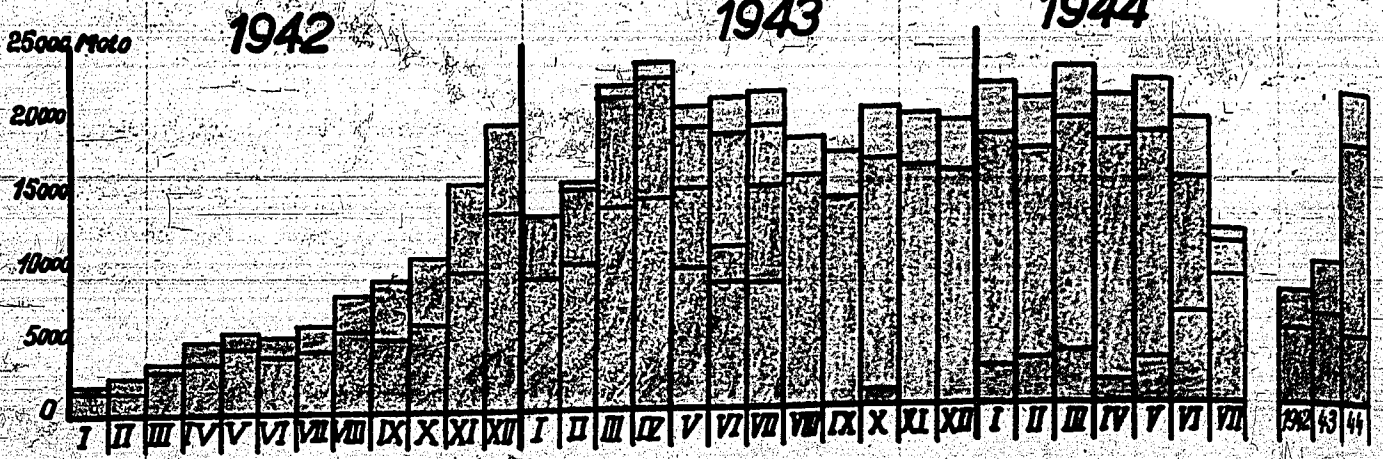
Auf der beigefügten Säulendarstellung sind die stündlichen und die auf 1 to Mittelöl bezogenen Energieverbräuche dargestellt, dazu die bei der Planung des Werkes an Hand von Erfahrungszahlen anderer Hydrierwerke vorgeschätzten Werte.

Es ist ersichtlich, daß die Verbrauchszahlen bis auf den Heizgasverbrauch erheblich unter den Werten der Vorschätzung liegen. Der zu hohe Heizgasverbrauch ist dadurch bedingt, daß die Garantiezahlen der Gasfabrik nicht erreicht werden, daß zur Entlastung des Kraftwerkes die Abhitzedampferstellung der Spaltanlage übersteigert werden mußte, daß für die Kohlekammern abnormal viel Heizgas aufgewendet werden mußte, weil die Regenerationswirkung der Wärmeaustauscher durch eine besondere Neigung unseres Kohlebreies, schwere Feststoffbestandteile auszuschleiden, schnell nachließ und daß auch in der Rückstandschwelerei viel Heizgas verbraucht wurde, weil die Produktvorheizer der Schwelöfen herausgenommen worden waren, um eine schnelle Abstellung der Öfen bei Fliegergefährdung zu ermöglichen.

Nach Erweiterung des Kraftwerkes, Abänderung der Regeneratorkonstruktion des Hochdrucks und Wiedereinschalten der Vorheizer der Schwelerei werden sich tiefere Verbrauchswerte einstellen.

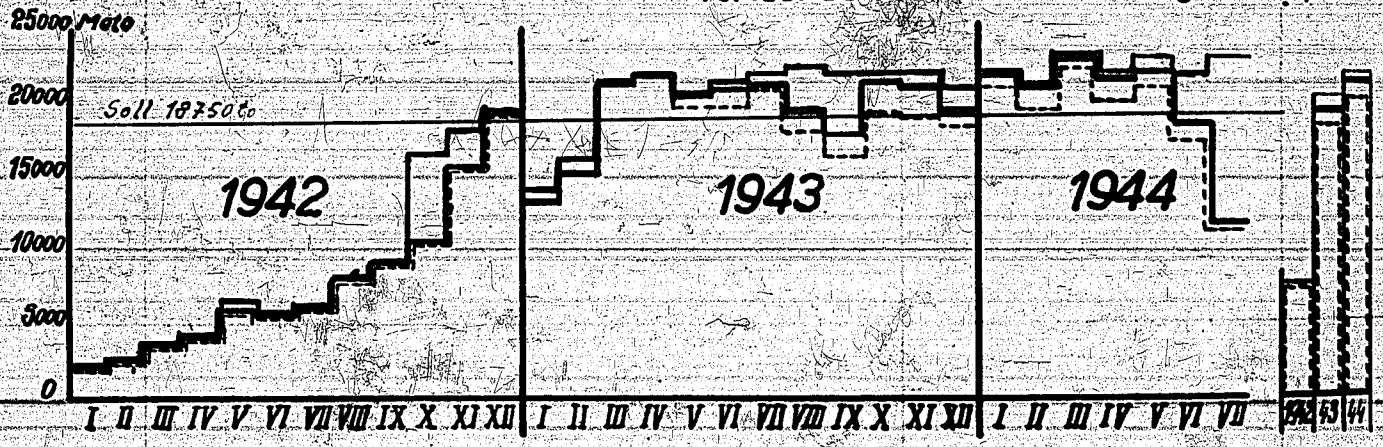
Bei den übrigen Energiearten sind fühlbare Einsparungen nur mit Hilfe von apparativen Erweiterungen und unter Verzichte auf Betriebssicherheit ersäalbar.

Produktion der Hydrierung Diöl — A-Bi — L-Bi — Treibgas

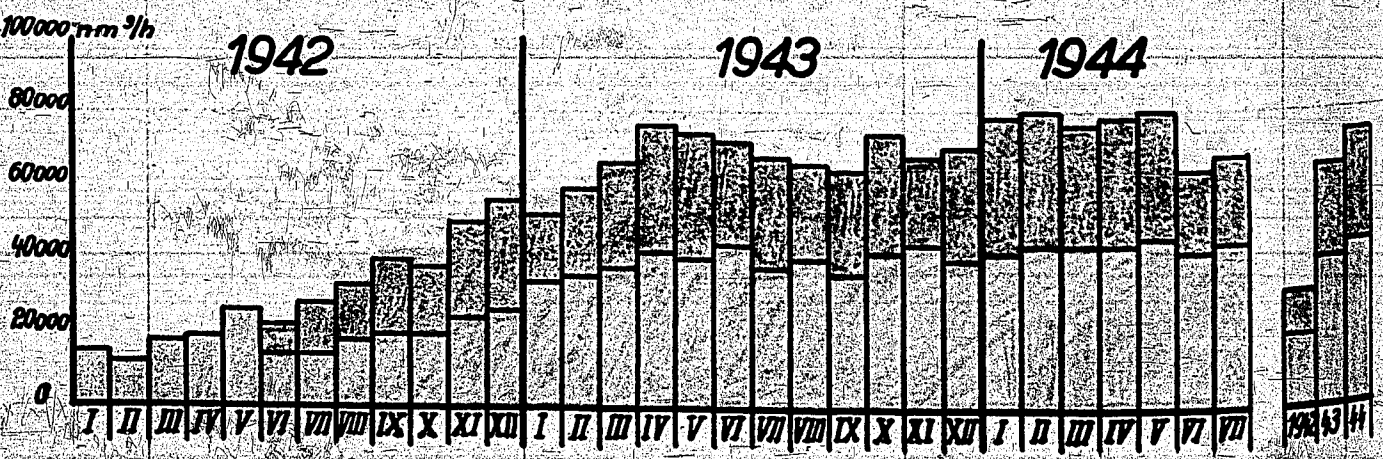


Produktion der Hydrierung umger. auf Bi + Diöl (A-Bi + Diöl - L-Bi - 124

Verlust durch Feindeinwirkung — 1,154



Rein H₂-Erzeugung aus Spaltgas — aus Wassergas



Das Wichtigste über den Produktionsverlauf.

Die Produktion der Hydrierung.

Die Soll-Produktion des Werkes beträgt 225 000 tato Dieselöl + Autobenzin, bzw. 215 000 t Autobenzin oder 195 000 t Flugbenzin.

Die Vollproduktion wurde erstmalig im Dezember 1942 erreicht. Sie fiel in den ersten Monaten des Jahres 1943 ab. Die Feilmenge konnte jedoch in den nächsten Monaten aufgeholt werden, sodaß 1943 die volle Jahresproduktion erzeugt wurde. Januar bis Mai 1944 wurde das Soll um etwa 15 % überschritten. Im Juni und Juli machte sich eine verstärkte Fliegereinwirkung bemerkbar. Am 18. Juli wurde das Werk durch einen starken Angriff für lange Zeit außer Betrieb gesetzt.

Bis April 1943 wurde Benzin und Dieselöl hergestellt. Anschließend wurde die Flugbenzinproduktion aufgenommen. Diese richtete sich nach der Belastbarkeit unserer Benzinierungskammer, die voll ausgenutzt wurde. Die Kammer war bis Juli 1943 mit 3 Öfen und ab August 1943 mit 5 Öfen ausgerüstet. Entsprechend stieg die Flugbenzinproduktion ab August 1943 stark an. Das Absinken der Produktion Ende 1943 ist auf ein leichtes Abklingen des 6434-Kontaktes, der starke Produktionsabfall im Juni und Juli 1944 auf eine mehrere Wochen dauernde Reparatur einer Kammer zurückzuführen. Die Treibgasproduktion begann im Februar 1943.

Man erkennt die wahre Produktionshöhe am besten, wenn man sie auf Dieselöl+ Autobenzin umrechnet. Nach Einstellung konstanter Betriebsverhältnisse konnte die vorgeschätzte Produktion um 10 - 15 % überschritten werden. Die rote Kurve zeigt die bis Juli 1944 durch direkte und indirekte Feindeinwirkung entstandenen Ausfälle. Sie betragen mit 23 220 t 5,1 % der Gesamtproduktion.

Die Gasherstellung.

Die Produktion des Werkes wurde im allgemeinen durch die Menge des zur Verfügung stehenden Produktionsgases bestimmt. Anfänglich wurde nur Wassergas hergestellt. Im Juli 1942 kam 1 Ofen der Spaltanlage in Betrieb, dem bis November des Jahres die übrigen 3 Spaltöfen folgten. Von dieser Zeit an richtete sich die Spaltgasproduktion nach der Menge des zur Verfügung stehenden Hydrierungsabgases.

100000191

Die Kapazität des Werkes.

Nach der umseitig angeführten Produktionskurve wurden 1944 monatlich etwa 21 700 to Dieselöl + Benzin, das sind 260 000 jato Benzin + Dieselöl hergestellt. Diese Produktion wurde unter voller Ausnutzung der Gasherstellungsbe- triebe und des Hochdruckes erzielt.

Als Ausgangsprodukte dienten etwa 75 % Kohle und 25 % Oele. Aus Kohle allein könnten etwa 225 000 jato Benzin + Diesel- öl produziert werden, d.h. genau die vorgeschätzte Produkt- menge. Der Produktionsengpaß wäre hierbei die Wasserstoff- erzeugung. Die Kapazität der Sumpfphase und Gasphase würde auch bei dem Fortfall des Fremdölzusatzes zu der vorgenannten Produktionshöhe von 260 000 Jato Dieselöl + Benzin ausrei- chen.

Bei der Verwendung von Ölen allein wäre genügend Produktions- gas vorhanden, da für die Oelverarbeitung nur etwa halb so viel Wasserstoff wie für Kohle gebraucht wird. Die Sumpfphase könnte nach einer leicht durchführbaren Vergrößerung der Vor- heizer um etwa 50% höher belastet werden. Die Produktionshöhe würde dann durch die Leistungsfähigkeit der Gasphase bestimmt werden. Ihr Durchsatz könnte, weil aus Oelen hergestelltes Mittelöl in der Regel phenolärmer als Braunkohle-Hydrierungs- mittel ist, um etwa 35 % gesteigert werden.

~~Man kann demnach als die augenblickliche Kapazität des Werkes~~
bei der Verwendung von Kohle 225 000 Jato Dieselöl + Benzin
" " " " Ölen 360 000 " " + "
annehmen. Um eine 360 000 to Dieselöl und Benzin entsprechende Menge von Flugbenzin herstellen zu können, müßte eine fünfte Bi-Kammer aufgestellt werden.

Die wichtigsten Maßnahmen zur Produktionssteigerung des Werkes.

Verarbeitungsschwierigkeiten der rheinischen Braunkohle, die knappe Auslegung unserer Anlage, die ohne apparative Reserven erstellt werden mußte und besonders das Zurückbleiben der Gasherstellungsbetriebe hinter den garantierten Leistungen behinderten die Entwicklung der Produktion.

Es wurden daher neben der Ausschöpfung der betrieblichen Möglichkeiten frühzeitig Maßnahmen zur Produktionssteigerung ergriffen. Hierzu wurden aufgrund der kriegsbedingten Schwierigkeiten und um eine weitere Erhöhung der sehr hohen Anlagekosten unseres Werkes zu vermeiden, solche Neuerungen ins Auge gefaßt, die ohne wesentliche apparative Neuanschaffungen durchführbar waren. Es gelang, durch so geartete Maßnahmen die Produktionskapazität des Werkes um etwa 20 % zu steigern.

Die folgende Zusammenfassung gibt eine Übersicht der wichtigsten angewandten Mittel und ihre Auswirkung. Einzelheiten, insbesondere apparativer Art, sind aus den im vorangegangenen Bericht enthaltenen Betriebsbeschreibungen zu ersehen:

Die Maßnahmen bestehen:

- 1) In einer Produktionssteigerung der Schwachgasanlage, welche die Abzweigung von Hy-Abgasen für die Produktionswasserstoff-Erzeugung durch Spaltung ermöglicht.
- 2) In Betriebsverbesserungen im Hochdruck der Hydrierung, die in der Hauptsache in der Bekämpfung der Verarbeitungsschwierigkeiten der eingesetzten Kohle, im Freimachen weiterer Hygasmengen für die Wasserstoff-Erzeugung und in einer Steigerung der Produktausbeute und Belastbarkeit der Sumpphasekammern bestehen.
- 3) In der Schaffung von Spaltkapazität für die Verarbeitung der verfügbar gewordenen Hygasmengen.
- 4) In der Beseitigung der im Zuge der Produktionssteigerung in einigen Betrieben auftretenden Engpässe.

Die Produktionssteigerung der Schwachgasanlage.

Die am meisten ins Gewicht fallende Maßnahme ist die Verwendung von CO₂ anstelle der H₂O-Dampfsättigung des Windes der Schwachgasgeneratoren (s.S. 31). Durch sie wird die Verkrustung des Aschebettes der Generatoren durch die mit dem gesättigten Wind mitgeführten Wassertröpfchen vermieden. Die Gasdurchlässigkeit der Generatorschächte wird dadurch so stark verbessert, daß die Generatoren um 35 % höher belastet werden können. Darüber hinaus wird der vorher für die Windsättigung gebrauchte Abhitzedampf der Generatoren für andere Zwecke frei. Außerdem wird durch eine bessere Wärmenutzung in den Generatorschächten eine fühlbare Menge von Briketts eingespart.

Bisher wurden so

13 000 nm ³ /h Schwachgas mehr produziert
6 Stute Dampf und
20 Tato Briketts eingespart.

Mit Hilfe der mehrerzeugten Schwachgasmenge konnte Hygas für die Herstellung von reichlich 6 000 nm³/h Produktionswasserstoff freigemacht werden.

Bei voller Ausnützung der Kapazitätserhöhung der Schwachgasanlage können

18 000 nm ³ /h Schwachgas mehr erzeugt
8 Stute Dampf und
25 Tato Briketts eingespart werden.

Die durch die Schwachgasmehrerzeugung herstellbare Produktionswasserstoffmenge beträgt 9 000 nm³/h

Die Maßnahmen des Hochdruckes der Hydrierung

bestanden zunächst in der Bekämpfung der Verarbeitungsschwierigkeiten der rheinischen Braunkohle, die sich vor allem in einer besonderen Neigung zur Ausscheidung anorganischer Bestandteile in den Sumpfkammern äußerten. Es gelang, der Schwierigkeiten mit Hilfe der für unsere Zwecke unkonstruierten Ofen-1-Entsandung der I.G. Leuna (s.S. 78) und durch Anwendung von Verdünnungsöl schnell soweit Herr zu werden, daß die Leistungsfähigkeit des Hochdruckes bald die der Gasherstellungsbetriebe übertraf.

Eine die Produktion erheblich steigernde Wirkung hatte die Einführung von Frischwasserstoff in die Heißabscheider der

Sumpfkammern (s.S. 86). Durch sie werden die im Abschlamme gelösten, vordem mit Abschlammgas ins Heizgasnetz geführten Kohlenwasserstoffe in den Kreislaufgasstrom der Kammern ausgasig und so dem normalen Verarbeitungsgang der Sumpfkammerprodukte zugänglich gemacht. Die Hauptmenge des C_3 und C_4 wird so als Treibgas, die höheren Kohlenwasserstoffe als Mittelölanteil gewonnen. Das Abschlammgas fällt praktisch frei von Kohlenwasserstoffen und mit einem Wasserstoffgehalt von über 90 % gegenüber vorher 60 % an und kann dem Produktionswasserstoff für die Hydrierung zugesetzt werden.

Durch die Einwirkung des wasserstoffreichen Frischgases wird der Asphaltabbau im Abschlamme und somit die Ölansammlung der Sumpfphase verbessert.

In diesem Zusammenhang ist auch die auf Seite 79 des Berichtes beschriebene Ofen1 → Ofen2-Entsandung zu nennen. Diese führt das normalerweise aus den 1. Ofen in die Abschlammentspannungsgefäße abgelassene Entsandungsprodukt in die 2. Ofen. Das Produkt durchläuft dadurch alle Ofen der Kammern und wird in völlig abgebautem Zustand aus den Heißabscheidern entsandt. Das Entsandungsgas, das bei der Entspannung aus den 1. Ofen reich an Kohlenwasserstoffen ist, wird so ein Bestandteil des kohlenwasserstoff-freien Abschlammgases und geht mit diesem ins Produktionswasserstoffnetz.

Die dem Heizgas entzogenen Anteile an wasserstoffreichem Abschlammgas, Treibgas und Mittelöl müssen entweder durch Schwachgas ersetzt oder eingesperrt werden. Die Einsparung ist durch die Ausnutzung der fühlbaren Wärme des abfließenden Abschlamms und der Reaktionswärme, die bei der unter dem Einfluß des H_2 -reichen Frischgases erfolgenden Nachreaktion des Abschlamms frei wird, möglich.

Dem Zweck der Wärmeeinsparung dienen auch die Maßnahmen zur Verbesserung der Wärmeaustauschwirkung der Sumpfkammer-Regeneratoren (s.S. 88). Von diesem ist neben der zweckmäßigeren Regeneratorschaltung die in jüngster Zeit entwickelte Reinigungsmethode für verschmutzte Bündel, die in einer unter kräftigem Gasdurchblasen vorgenommenen Ölspülung besteht und die Gegenstromführung von Brei und Kreislaufgas in den mit Brei beschickten Regeneratoren hervorzuheben.

Die in den Heißabscheidern erfolgende Nachreaktion führt zu einer Leistungssteigerung der Kammern, gestattet also erhöhte Kammer-

belastungen. Die Durchsatzsteigerung ist nur dadurch möglich, daß ein Teil des Kammereingangs-Gases unter Umgehung der mit Brei beschickten Vorheizerrohre durch getrennte Vorheizerrohre geführt wird (s.S. 88). Durch diese Schaltung wird die Schluffbildung in den Vorheizerrohren, die bei einer gemeinsamen Führung von Gas und Brei bereits bei mittleren Belastungen auftritt, bei allen praktisch infrage kommenden Breidurchsätzen vermieden.

Bisher wurden mit Hilfe der beschriebenen Neuerungen der Hydrierung 2 500 nm³/h Produktionswasserstoff aus dem Abschl.Gas

300	moto	flüssige Kohlenwasserstoffe	"	"	"
100	"	Treibgas	aus	"	"
300	"	Öl durch Verbesserung des Abschlammbaues			

gewonnen.

Von den dem Hy-Heizgas entzogenen Abschlammgas-Anteilen wurde etwa $\frac{1}{3}$ durch Wärmeausnutzung des Abschlammes und Verbesserung der Regenerationswirkung, $\frac{2}{3}$ durch Schwachgas ersetzt.

Bei voller Ausnutzung der Maßnahmen sind bei vorsichtiger Schätzung folgende Ergebnisse zu erwarten:

2 500	nm ³ /h	Frischgas aus Abschlammgas
300	moto	flüssige Kohlenwasserstoffe
100	"	Treibgas
300	"	Ölgewinn aus dem Abschlamml.

~~Die dem Hy-Heizgas entzogenen Anteile werden durch Wärmeausnutzung voll ersetzt werden können.~~

Die durch die Nachreaktion des Abschlammes ermöglichte Durchsatzsteigerung der Kohlekammern dürfte, wenn man unter Fortfall der 9 m langen Heißabscheider die letzten 18 m langen Kammeröfen als Abscheider verwenden würde, in der Größenordnung einer Kammerbelastung liegen.

Die Schaffung der Spaltkapazität für die verfügbar gewordene Hygasmenge.

Da die Spaltanlage bereits voll ausgenutzt war und die Anlieferung und Montage eines bestellten Spaltofens sich zu lange hinzogen, mußte für die Verarbeitung des verfügbar gewordenen Hygases eine andere Lösung gesucht werden. Sie wurde in der zusätzlichen Spaltung von Hygas in den Vorheizern der Pi-Hi-Wassergasgeneratoren gefunden (s.S. 26).

Das Spaltgas wird dem Wälgaskreislauf der Generatoren vor seinem Eintritt in die Vorheizer zugesetzt, dort unter idealen Temperatur- und Dampfkonzentrationsbedingungen gespalten und, eine entsprechende Wälgasmenge ersetzend, in die Vergasungsschächte der Generatoren geführt. Hierdurch wird die Abzweigung der gleichen, vordem als Wälgas im Kreislaufgas geführten Wassergasmenge ins Produktionsgas ermöglicht.

Bisher wurde ein 2-wöchentlicher Versuch in einem Generator durchgeführt. Er führte zu dem Ergebnis, daß unter einer Steigerung der normalen Leistung des Generators von 5 000 nm^3/h auf 6 000 nm^3/h 400 nm^3/h Hygas zu 1 000 nm^3/h Spaltgas verarbeitet werden konnte. Der für die Spaltung erforderliche Dampf- und Heizgasverbrauch entsprach der Theorie. Der Versuch verlief reibungslos und läßt eine störungsfreie Inbetriebnahme der übrigen Generatoren erwarten.

Es werden so 4 000 nm^3/h Hygas zu 10 000 nm^3/h Spaltgas umgesetzt werden können, das ist gerade die bei voller Auswirkung der getroffenen Maßnahmen zu erwartende Mehrmenge.

Die Beseitigung von Engpässen in den übrigen Betrieben.

Konvertierung und CO-Reinigung.

In der Konvertierung verhindert der Gaswiderstand der Apparatur den Durchsatz der zu erwartenden Gasmehrmenge. In der CO-Reinigung ist die umpumpbare Waschlängemenge begrenzt.

Es gelingt, beide Schwierigkeiten durch die Getrenntführung von Spaltgas und Wassergas in der Konvertierung zu beseitigen. (s.S. 41 u.S. 50). Für diese Schaltung spricht zum einen, daß das Spaltgas eine so hohe Dampftension besitzt, daß die Sättigerapparatur umgangen werden kann und zudem kein Umsetzungsdampf in den Kontaktsystemen zugesetzt zu werden braucht und zum andern, daß es mit beliebig hohem Druck angeliefert werden kann. So führt die Getrenntschaltung zu einer erheblich stärkeren Belastbarkeit der für das Spaltgas abgezweigten Kontaktöfen, sowie auch der mit Wassergas beschickten Öfen, weil für sie die gesamte Sättigerapparatur verfügbar wird.

Insgesamt steigt die Aufnahmefähigkeit der Konvertierung um etwa 20 000 nm^3/h , das ist erheblich über die zu erwartende Höchstproduktion von Wassergas und Spaltgas.

Das getrennt geführte, relativ CO-arme Spaltgas kann leicht soweit herunterkonvertiert werden, daß der CO-Gehalt des Rohwasserstoffes von 5,5% absinkt auf 4,5%. Hierdurch wird die CO-Reinigung, deren Waschlageverbrauch stark von dem CO-Gehalt des auszuwaschenden Gases abhängt, in die Lage versetzt werden, 100 000 nm³/h statt vorher 80 000 nm³/h Gas zu reinigen.

CO₂-Reinigung

Hier kann in den heißen Sommermonaten die Belastbarkeit der Waschapparatur einen Engpaß darstellen. Die Wascherbelastung kann durch Einfüllen größerer Füllkörper um etwa 15% gesteigert werden (s.S. 46).

Kompressoren und Nachschaltverdichter

Diese müssen bei vollem Gasanfall bis an ihre obere Leistungsgrenze belastet werden. Durch eine Aufbohrung der Zylinder, wie sie bereits in einigen anderen Hydrierwerken durchgeführt wurde, (s.S. 52) werden auch hier ausreichende Leistungsreserven geschaffen werden.

Stabilisierung

In der Stabilisierung wird durch eine Verschärfung der Destillationsbedingungen ein flüssiges Top-Produkt, das den Reinheitsbedingungen des verkaufsfertigen Treibgases entspricht, gewonnen (s.S. 135).

Diese Nebenproduktion führt zu einer willkommenen Entlastung unserer unter der Garantieleistung zurückbleibenden Treibgasanlage.

Die bisher erreichten und nach voller Auswirkung der Maßnahmen erzielbaren Betriebsergebnisse,

Die volle Auswirkung der beschriebenen Maßnahmen wurde durch die Stilllegung des Werkes verhindert. Alle Neuerungen sind jedoch in monatelangem Betrieb oder in Betriebsversuchen soweit entwickelt, daß mit einer Erfüllung der an sie geknüpften Erwartungen gerechnet werden kann.

Bisher wurden folgende Produktionssteigerungen erzielt:

13 000 nm³/h Schwachgas, mit deren Hilfe
6 000 " Produktionswasserstoff erzeugt werden konnten.
2 500 " " " aus dem Abschlammgas
300 moto flüssige Kohlenwasserstoffe aus dem " "
100 " Treibgas " " "
300 " Oel durch Verbesserung der Oelausbeute aus dem
Abschlamm

4 Stute Dampf in der Schwachgasanlage

20 Tato Briketts in " "

5 Mill WE/h durch verbesserte Wärmeausnützung in der
Hydrierung.

Mit Hilfe der Mehrerzeugung von 8 500 nm³/h Produktions-
wasserstoff konnten 2,4 Stute Flugbenzin aus Kohle oder
4,2 Stute aus Ölen hergestellt werden.

Bei voller Auswirkung der Maßnahmen sind folgende Ergeb-
nisse zu erwarten:

18 000 nm³/h Schwachgas, dadurch
9 000 " Produktionswasserstoff
2 500 " " " aus dem Abschlammgas
300 moto flüssiger Kohlenwasserstoff aus dem " "
100 " Treibgas " " "
800 " Oel durch Verbesserung der Oelausbeute aus dem
Abschlamm

8 Stute Dampf in der Schwachgasanlage

25 Tato Briketts in der " "

12,5 Mill WE/h durch verbesserte Wärmeausnützung in der
Hydrierung.

Die Mehrerzeugung von 11 500 nm³/h Produktionswasserstoff
ermöglicht eine Produktionssteigerung von 28 000 Tato Flug-
benzin aus Kohle oder 48 000 Tato Flugbenzin aus Ölen.

Der apparative Aufwand und die eingesparten Apparaturen.

Die Kosten für die Durchführung aller Neuerungen, ohne Be-
rücksichtigung der Maschinenerweiterungen, betragen mit
knapp RM 200 000 etwa 4,0 % der durch sie eingesparten
Kosten für die folgenden, sonst erforderlich gewordenen Neu-
anschaffungen.

6 Schwachgasgeneratoren	für	RM 1 200 000
1 Spaltofen	"	500 000
1 Sättiger und 3 verstärkte Wassergasgebläse für die Konvertierung	"	100 000
1 Entspannungsmaschine m. Nebenapparatur		
1 Zusatzpresspumpe in der CO-Reinigung	"	200 000
1 Sumpfkammer in der Hydrierung	"	3 000 000
		<u>RM 5 000 000</u>

Die laufend erzielbaren Gewinne.

Diese bestehen in Erlösen für verbesserte Ausbeuten und in der Verbilligung der spezifischen Gesteuerungskosten für die Fertigprodukte. Letztere entsteht dadurch, daß für die Mehrproduktion keine Kosten für Amortisation, Verzinsung, Löhne und Gehälter aufgewendet zu werden brauchen.

Die durch Ausbeuteverbesserungen erzielbaren Gewinne betragen:		
	RM/t	RM/Jahr
300 Tonne flüssige Kohlenwasserstoffe	200,--	720 000
100 " Treibgas	280,--	336 000
800 " Schweröl-Mittel-Gemisch	50,--	480 000
68 000 Tonne ND Dampf	3,--	204 000
9 000 " Briketts	10,--	90 000
		<u>RM 1 830 000</u>

Dazu kommt die Einsparung der Kosten für mindestens 6 Regeneratoren-Demontagen durch die Reg-Spülmethode

je 25 000

150 000

RM/Jahr 1 980 000

An Kosten für Amortisation, Verzinsung, Löhne und Gehälter werden 100 RM je t zusätzlich erzeugtes Fertigprodukt eingespart. Das ergibt bei der auf Basis Braunkohle erzielbaren Produktionserhöhung von 28 000 Tonne L-Bi 2 800 000 RM, bei der aus Oel erzielbaren Mehrproduktion von 48 000 Tonne 4 800 000 RM im Jahr.

O - Bilanz

Hierbei ist wichtig, wieviel O_2 zu Reaktionswasser, d.i. unter H_2 -Verbrauch, und wieviel zu CO_2 und CO , d.i. H_2 -sparend umgewandelt wird. Das sich bei uns ergebende Verhältnis 2 : 1 ist normal und entspricht der Vorschätzung.

S-Bilanz

Der niedrige S-Gehalt unserer Kohle erfordert den Zusatz einer beträchtlichen Menge von Fremdschwefel. Von dem in den abgehenden Produkten enthaltenen S ist nur der im Hygas enthalten wieder erfassbar, der im Schwelrückstand an Fe gebundene Hauptanteil geht verloren.

Fe und Asche-Bilanz

Nahezu 40 % des eingebrachten Eisens stammen aus der Kohle. Die restlichen 60 % werden als Kontakt zugegeben. Bei der Asche ist das Verhältnis etwa umgekehrt.

Erfüllte und nicht erfüllte Garantien.

Wassergasanlage

	<u>Garantie-</u> <u>zahlen</u>	<u>Betriebswerte</u> <u>Ende 1945</u>
CO + H ₂ -Gehalt des Wassergases	84 %	84 %
Leistung eines Generators	5 500 nm ³ /h	5 250 nm ³ /h
Wassergas/Brikett	2 030 nm ³ /to	1 900 nm ³ /to
Heizgasverbrauch	780 WE/nm ³ Wassergas	820 WE/nm ³
Fremddampfverbrauch	--	0,12 kg/nm ³

Die Garantiewerte konnten bis auf die Gaszusammensetzung nicht erreicht werden. Die Unterschreitung beträgt allenthalben 5 %. Für den unprogrammässig notwendigen Dampfverbrauch wurde von der Firma Pintsch eine einmalige Abzahlung geleistet.

Schwachgasfabrik

Die abgegebenen Garantiewerte wurden bei der für die Anlage vorgesehenen H₂O-Dampfsättigung des Windes annähernd erreicht und durch die Einführung von CO₂ anstelle der Dampfsättigung erheblich verbessert. Gleichzeitig ergab sich ein Dampfüberschuß von 0,1 kg/nm³ Heizgas.

Spaltanlage

Für die Spaltanlage waren keine Garantiezahlen abgegeben worden. Es wurden erheblich bessere Betriebsergebnisse, als vorgeschätzt waren, erzielt. Dies gilt besonders für die Produktionshöhe und die Dampferzeugung durch Abhitzeverwertung, die durch betriebliche Verbesserungen soweit gesteigert wurde, daß sie wertmäßig mit dem Dampfverbrauch gleich kam.

Hydrierung

Für die Hydrierung wurden von der I.G. keine Garantiezahlen, sondern lediglich Anhaltzahlen angegeben. Die vorgeschätzte Produktion konnte überschritten werden. Der Kohleverbrauch stimmte mit der Vorberechnung in etwa überein. Der H₂-Verbrauch war auf Grund von Kleinversuchen der I.G. Lu zu tief vorgeschätzt worden. Die aus den Erfahrungszahlen der I.G. Leuna unter Berücksichtigung der Analysenunterschiede zwischen mitteldeutscher und rheinischer Braunkohle errechneten Werte, die auch in den Bilanzen der Hydrierung eingesetzt wurden, wurden annähernd erreicht.

Übrige Betriebe

In allen übrigen Betrieben wurden die Sollzahlen erreicht oder bessere Ergebnisse erzielt. Dies gilt besonders für die Energieverbräuche.

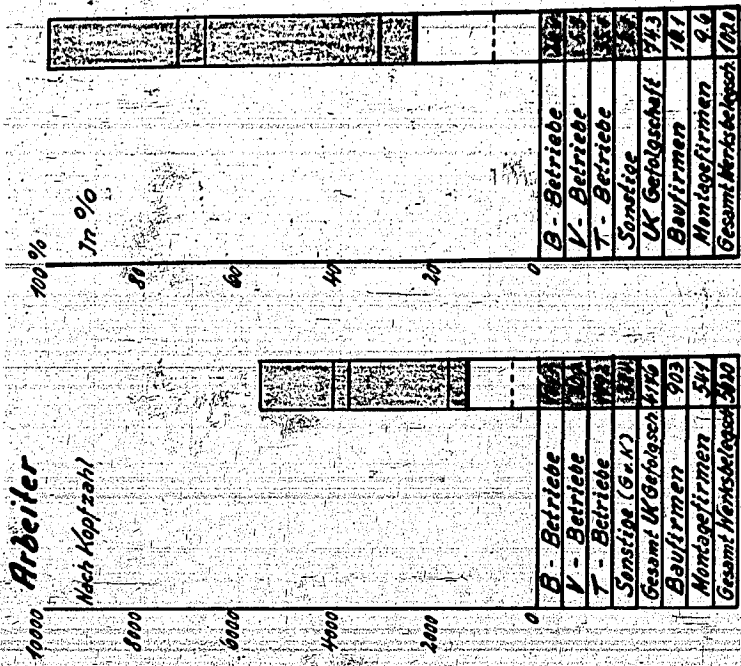
Allein die von der Firma Uhde gelieferte Treibgasanlage erfüllte nicht die abgegebenen Garantien. Sie blieb um mehr als 40 % unter ihrer Soll-Leistung. Firma Uhde hat sich zur Lieferung einer den Garantieleistungen entsprechenden Anlage verpflichtet.

Organisationsplan:

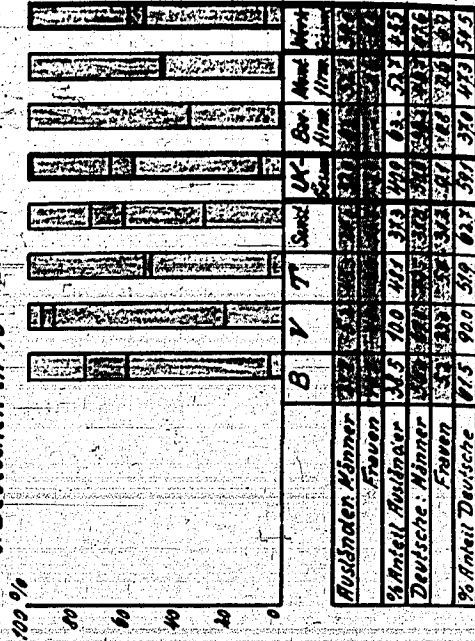


1000000206

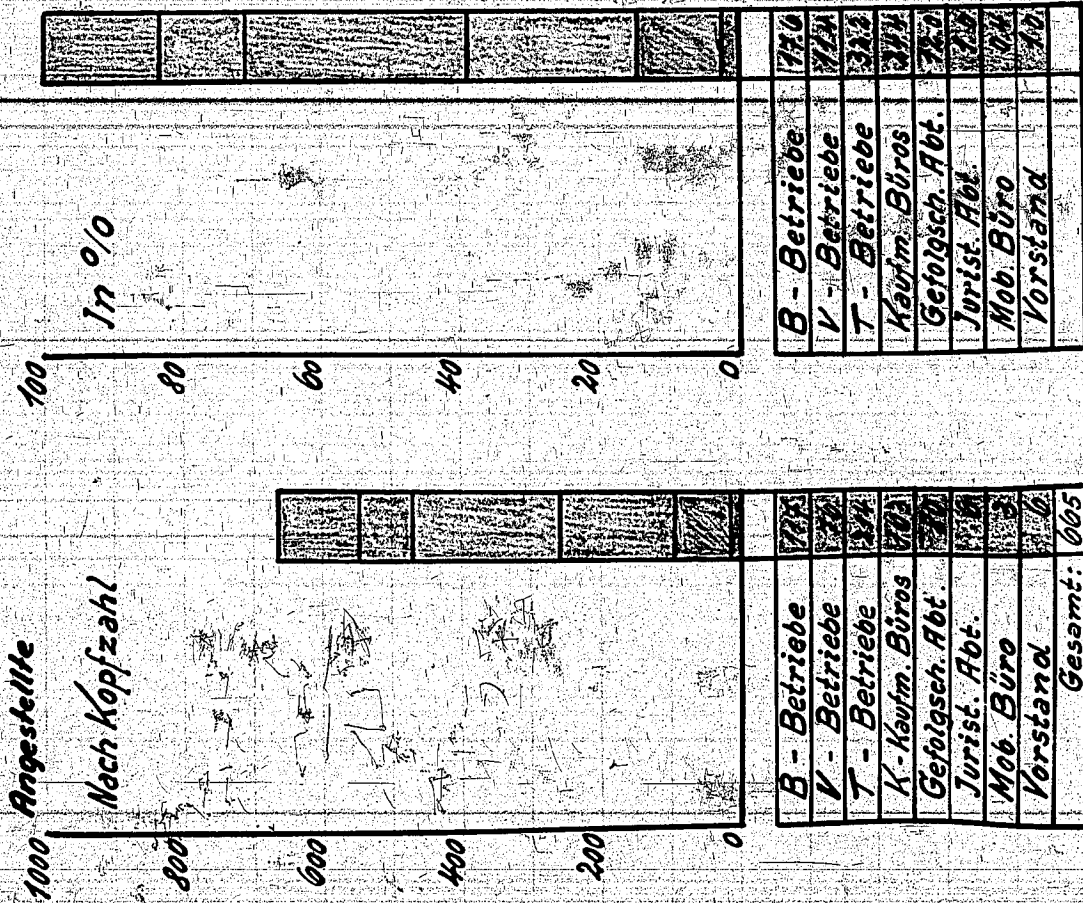
Tab. 6a



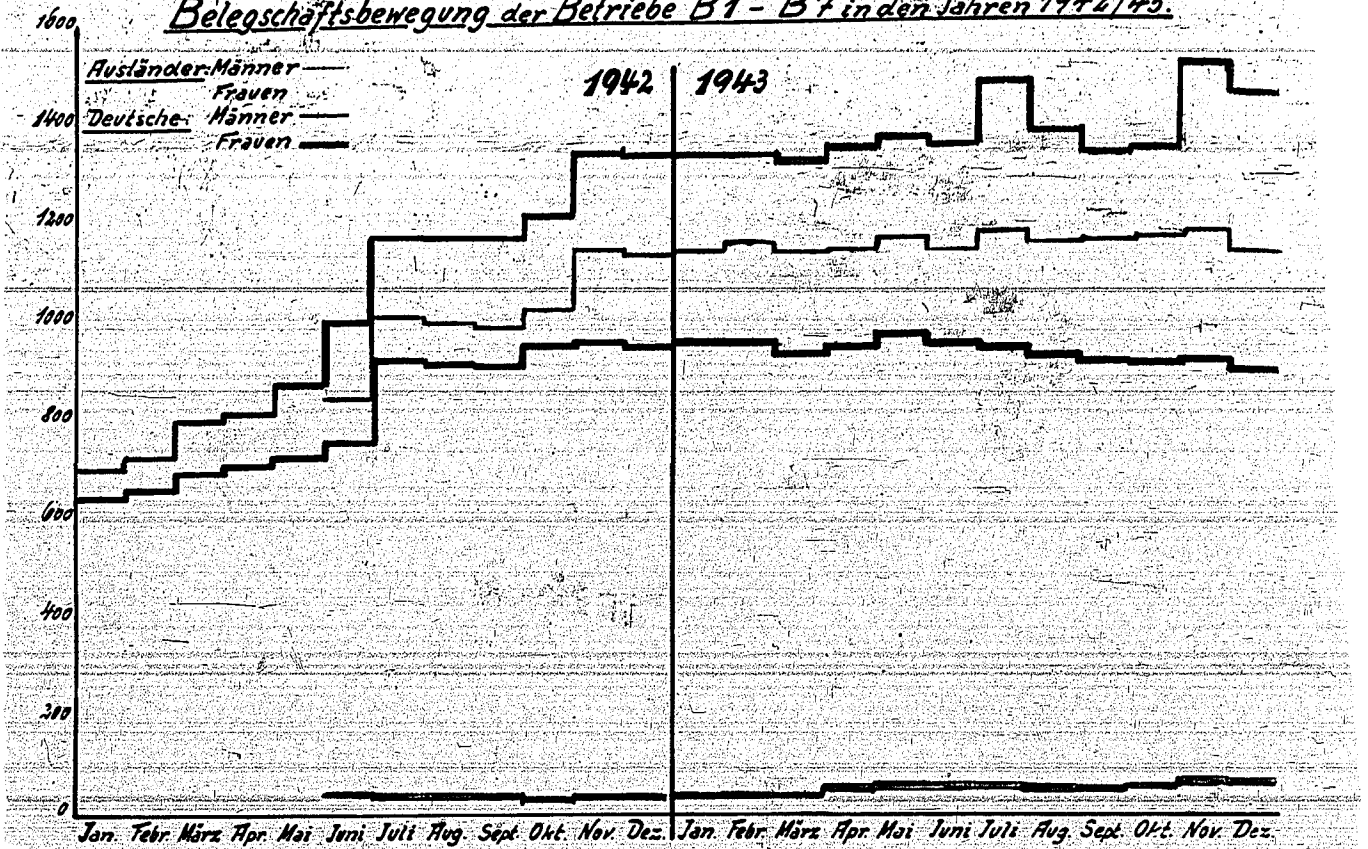
Aufteilung der Belegschaft nach Ausländern u. Deutschen in %



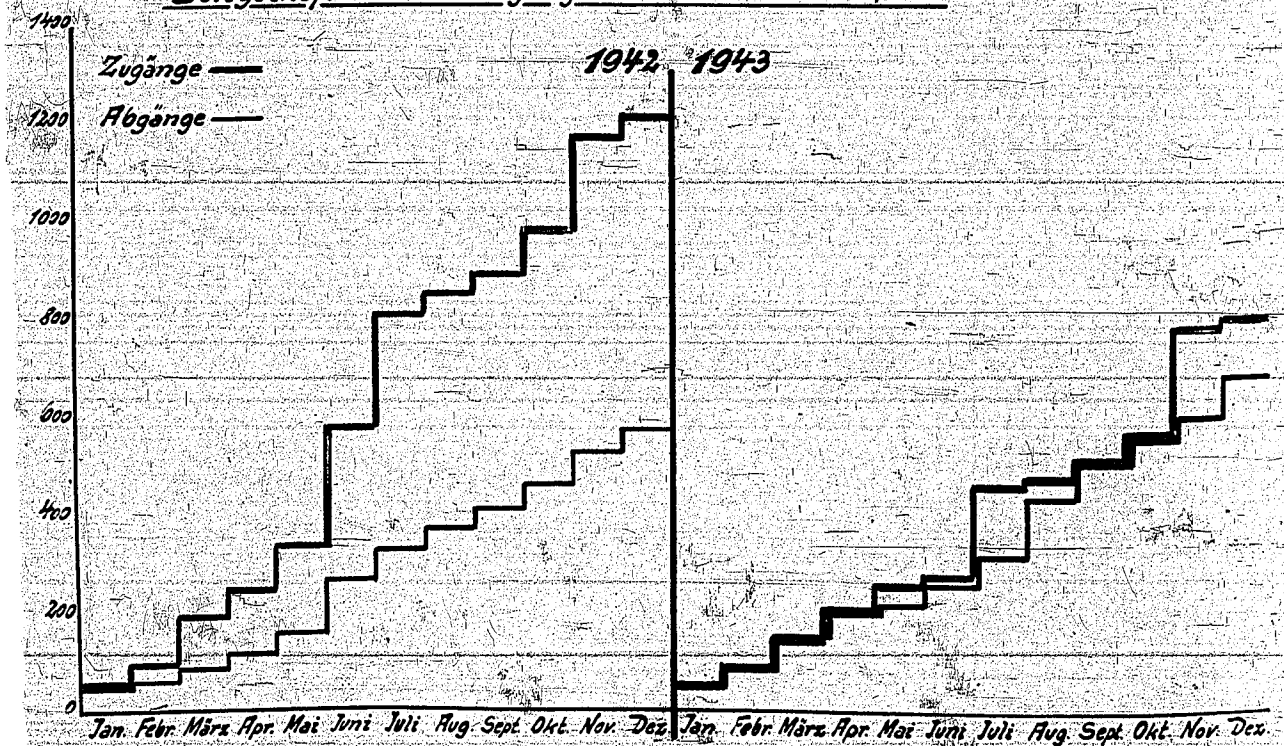
Aufteilung der Werksbelegschaft



Belegschaftsbewegung der Betriebe B1 - B7 in den Jahren 1942/43.



Belegschaft: Zu- u. Abgänge in den Jahren 1942/43.



Auszug aus einem Sündenregister.

1943

	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	September	Oktober	November	Dezember
Eisen, Gustav 13226												
Hogemanns, Willem 13227												
Vogel, Bruno 13229												
Norman, Wilh. 13229												
Wendel, Hein 13222												
Smith, Gerh. 13223												
Hellemanns V 13224												
De Manat, H. 13225												
Collay, Pictor 13226												
Faber, Rud. 13227												
Cervelli, Carlo 13228												
Denz, Guitfr. 13229												
Fleig, Emma 13230				einberufen								
Pozzi, Pietro 13231												
Letourneur, H. 13232												
Schmidt, Wilh. 13233												
Weber, Peter 13234												
Kerp, Peter 13235												
Schön, Karl 13236												
Ohrem, Wilh. 13237												

Erläuterung der farbigen Einzeichnungen:

- unentschuldigtes Fehlen
- Krankheit
- Jahresurlaub
- Heimfahrurlaub
- Sonderurlaub
- entschuldigtes Zuspätkommen
- unentschuldigtes Zuspätkommen
- unentschuldigter Arbeitsnachlass
- mündliche X schriftliche Verwarnung erteilt
- Anzeige beim Reichsarbeitsminister ersattet

Auszug aus einem Sündenregister der Russinen.

1943

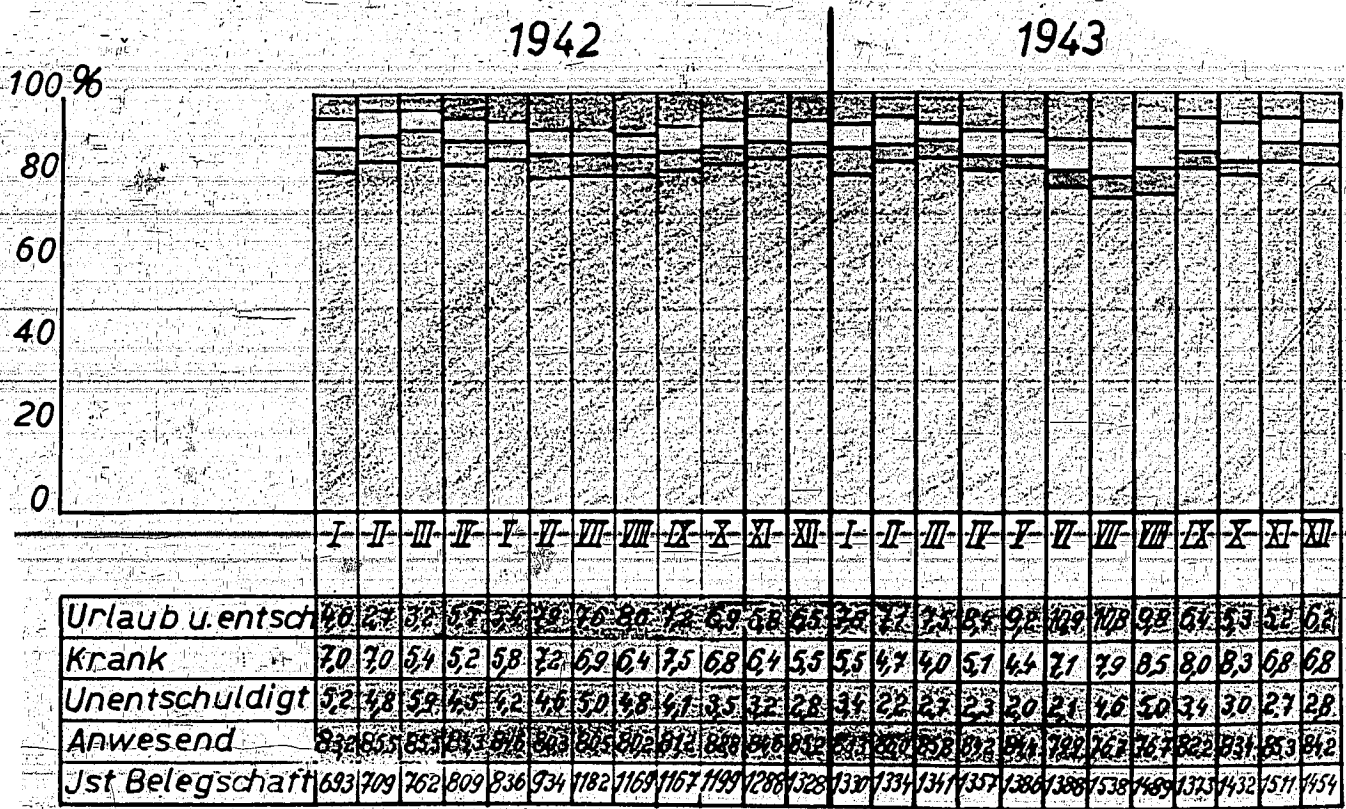
	Januar	Februar	März	April	Mai	Juni	Juli	August	September	Oktober	November	Dezember
Kälchen, Anna 11121												
Komar, Anna 11122												
Bus, Nadjeja 11123												
Siro, Daria 11124												
Dachtur, Klara 11125												
Nasbts, Klara 11126												
Kuliczenko, Maria 11127												
Timofenko, Tatjana 11128												
Banzul, Maria 11129												
Konolova, Pola 11130												
Tschachlitska, Sofia 11131												
Trudat, Maria 11132												
Wilt, Andolina 11133												
Olygnik, Maria 11134												
Tückameritsch, Irina 11135												
Olygnik, Elise 11136												

Erläuterung der Farben:

- Unentschuldigtes Fehlen
- Entschuldigtes Fehlen
- Krankheitsfalle

100000209

Anwesenheitsstatistik



Die Belegschaft des Werkes

Der Aufbau der Belegschaft war mit außerordentlichen Schwierigkeiten verbunden. Sie entstanden allein schon bei der zahlenmäßigen Aufbringung und erst recht bei der Heranziehung und Ausbildung fachkundiger Kräfte. Die Aufstellung erfolgte durch den freiwilligen Zustrom, durch Werbung und durch Zwangsmaßnahmen. So waren vertreten aus eigenem Antrieb bei uns Arbeitende, Dienstverpflichtete, Internierte, Kriegsgefangene und Strafgefangene. Der Prozentsatz an Ausländern war erheblich. Er stieg im Laufe des Krieges stetig an und erreichte zum Schluß etwa 50% der Gesamtstärke. Vertreten waren insgesamt 26 Nationen, wobei Angehörige der westlich von uns gelegenen Staaten, Italiener und Russen überwogen.

Die Spezialisten stammten größtenteils aus der I.G. Ihre Zahl war gering, da unser Werk als eine der letzten Treibstoffanlagen fertiggestellt wurde. Auch Fachkräfte standen nur wenige zur Verfügung. Der Mangel wurde durch die vorübergehende Stilllegung des Werkes verstärkt, bei der viele gute Kräfte abwanderten. Durch Ausbildung in Leuna, anderen Hydrierwerken und vor allem im eigenen Betrieb entstand jedoch eine Stamm-Mannschaft, durch die ein geregelter Betrieb ermöglicht wurde.

Die beigefügten Darstellungen zeigen die Organisation des Werkes und Verteilung der Arbeitskräfte auf die einzelnen Betriebe.

Bei der Unterteilung ist sowohl bei den Angestellten, wie auch bei den Arbeitern ein Mißverhältnis festzustellen. Einzelne Gruppen erscheinen auch bei Berücksichtigung kriegsbedingter Mehrarbeiten und des geringen Arbeitsmaßes der ungeschulten Kräfte als überbesetzt. Die Einstellung normaler Verhältnisse und energische organisatorische Maßnahmen werden einen Wandel schaffen.

Die Arbeitsleistung war in den Betrieben, die über ausreichendes Aufsichtspersonal verfügten, gut und überall da, wo es an Anleitung und Aufsicht mangelte, recht schlecht. Die Ausländer fügten sich gut ein.

Die Belegschaft der Betriebsabteilung ist auf einigen Darstellungen besonders behandelt, die für die Verhältnisse im ganzen Werk bezeichnend sind.

Bei der Belegschaftsbewegung ist die zunehmende Verarmung an deutschen Arbeitskräften und die Schwierigkeit des Schritthaltens der Zugänge mit den Abgängen zu ersehen.

Das "Sündenregister" - es handelt sich fast ausnahmslos um Dienstverpflichtete - ist bezeichnend für das Niveau einer im Krieg zusammengestellten Belegschaft. Man erkennt ihren schlechten Gesundheitszustand, schlechte Arbeitsdisziplin, die Wirkungslosigkeit behördlicher und eigener Strafmaßnahmen und die vielen Zugeständnisse, die zur Erhaltung der Arbeitswilligkeit gemacht werden mußten. Im bemerkenswerten Gegensatz hierzu steht das gute Verhalten der Russinnen, die fast ausnahmslos verlässliche Arbeiterinnen waren.

Die anschließende Säulendarstellung zeigt den Prozentsatz der Anwesenden und Fehlenden und deren Unterteilung. Die besonders ungünstigen Werte entstanden zur Zeit der großen Fliegerangriffe auf Köln. Der Prozentsatz der Anwesenden liegt mit durchschnittlich 84 % etwa 6 % unter einem normalen Friedenswert.

Trotz dieser unbefriedigenden Ergebnisse war die Betriebsüberwachung gut. Dies ist in erster Linie ein Verdienst der Betriebsleiter, Meister und eines Stammes von guten Betriebsarbeitern, der sich im Laufe der Zeit herausbildete. Es ereigneten sich fast keine ^{durch} Bedienungsfehler verurschuldete Betriebsstörungen. Ein beredtes Zeugnis ist die Tatsache, daß die 31 durch Flieger einwirkung bedingten Abstellungen und Wiederinbetriebsetzungen des Werkes fast störungsfrei verliefen.

Gründergesellschaften und Grundkapital

Gesellschaft	Grundkapital 1937		10 % Aufgeld		Kapitalerhöhung 1940		Grundkapital 1940	
	nom. RM	in %	RM		nom. RM	in %	nom. RM	in %
Rheinische Aktiengesellschaft für Braunkohlenbergbau und Erikkettfabrikation, Köln	19 215 000	42,7	1 921 500		17 906 000	39,8	37 121 000	41,2
Braunkohlen- und Erikkettwerke Roddergrube A.G., Brühl	14 805 000	32,9	1 490 500		13 796 000	30,6	28 601 000	31,8
Braunkohlen-Industrie A.G. Zukunft, Eschweiler	4 005 000	8,9	400 500		3 732 000	8,3	7 737 000	8,6
Vereinigungsgesellschaft Rheinischer Braunkohlenbergwerke m. b. H., Köln	540 000	1,2	54 000		503 000 4 500 000	1,1 10,0	1 043 000 4 500 000	1,2 5,0
Braunkohlenbergwerke und Erikkettfabrik Liblar G.m. b.H., Liblar	2 205 000	4,9	220 500		2 055 000	4,6	4 260 000	4,7
Erfst-Bergbau A.G., Brüggen/Erfst	1 485 000	3,3	148 500		1 384 000	3,1	2 869 000	3,2
Wilhelm Verhahn, Neuß	2 745 000	6,1	274 500		--	--	2 745 000	3,0
Gewerkschaft Hürtherberg, Bonn	--	--	--		624 000	1,4	624 000	0,7
Rheinische Stahlwerke A.-G. Abt. Schallmauer, Bachem	--	--	--		500 000	1,1	500 000	0,6
	45 000 000	100 %	4 500 000		45 000 000	100 %	90 000 000	100 %

Das Wichtigste über die Gründung und Finanzierung
unserer Anlage.

Die Union Rheinische-Braunkohlen-Kraftstoff-Aktiengesellschaft, kurz Union-Kraftstoff, wurde am 27.1.1937 gegründet. Gründer und Aktionäre sind die wichtigsten Gruben des rheinischen Braunkohlereviers. Nicht beteiligt haben sich u.a. die der I.G. Farbenindustrie nahestehenden Gruben. Die Gründergesellschaften und das von ihnen gestellte Grundkapital, weiter auch die Entwicklung der Kapitalerhöhung ergeben sich aus der anliegenden Aufstellung. Neben der Aufbringung des Grundkapitals haben unsere Aktionäre durch Übernahme von Bürgschaftsverpflichtungen für unsere Fremdschulden noch beträchtliche Risiken auf sich genommen.

Die Union-Kraftstoff gehört zum Konzern der Rheinischen Braunkohle, da Rheinbraun und Roddergrube eine vorherrschende Mehrheit bei der Union-Kraftstoff haben - Die Roddergrube hat wiederum die Mehrheit von Rheinbraun und der ausschlaggebende Einfluß bei der Roddergrube liegt beim RWE.

Nach dem Gründungsplan sollte das Verhältnis von Eigen- und Fremdkapital etwa 1 : 1 sein. Diese Relation von Eigen- und Fremdmitteln wurde seinerzeit durch den damals amtierenden Reichswirtschaftsminister und Reichsbankpräsidenten Schacht bei allen Gründungen im Rahmen des Vierjahresplanes vorgeschrieben. An Fremdmitteln wurde deshalb zu dem Grundkapital von RM 45 Mio + 10 % Aufgeld eine von den Gründern verbürgte Obligationsanleihe von RM 45 Mio aufgenommen.

Dieser Kapitalbedarf sollte für die zunächst projektierte Kapazität von 150 000 Jato ausreichen. Schon bald wurde vom Reichswirtschaftsministerium eine Vergrößerung unseres Erzeugungsprogrammes um 50% verlangt. Aus diesem Grunde und wegen inzwischen eingetretener Verteuerungen war die Einzahlung eines Kapitals erforderlich, das mehr als das Doppelte der ursprünglichen Summe betrug. Unter grundsätzlicher Aufrechterhaltung der Relation von Eigen- und Fremdmitteln (1 : 1) wurde unser Grundkapital um weitere RM 45 Mio erhöht, dazu wurde eine zweite Obligationsanleihe von RM 60 Mio ausgegeben.

Zur Deckung des darüber hinausgehenden Finanzbedarfes wurde durch ein Banken-Konsortium unter Führung der Deutschen Bank am

19.3.1942 ein mittelfristiger Kredit bis zu RM 50 Mio zur Verfügung gestellt. Die neuen Mittel waren erforderlich wegen der inzwischen eingetretenen Preissteigerung und des schleppenden, durch Materialmangel und schlechte Arbeiterstellung nur langsam fortschreitenden Baues.

Zur Finanzierung der uns vom Reichsamt für Wirtschaftsausbau auferlegten DHD- und AT-Anlage stellte die Bank der Deutschen Luftfahrt einen Mobkredit bis zu RM 50 Mio zur Verfügung, der nahezu voll in Anspruch genommen wurde. Zur Finanzierung der Flugbenzin-Bereitschaftsanlage gewährte uns die Wifo einen verlorenen Zuschuß von rund RM 9,5 Mio.

Unterteilung der Anlagekosten auf die einzelnen Betriebe
(ausschließlich DHD- und AT-Anlage)

Spaltanlage, Konvertierung	RM 12 126 566,--
Kompressoren, CO ₂ CO-Reinigung	" 20 099 486,--
Hydrierung Hochdruck	" 49 334 458,--
" Niederdruck	" 12 333 449,--
" Destillation	" 17 986 597,--
Hyges-u. Schmutzwasseraufbereitung	" 10 504 271,--
Gasfabrik	" 20 939 208,--
	RM 143 324 035,--
Kraftwerk	RM 34 312 839,--
Stromversorgung	" 6 076 280,--
Werkstatt, Labor, Betriebskontr.	" 2 717 302,--
Baubetrieb, Hochbau, Tiefbau	" 18 344 320,--
Verwaltung	" 1 763 276,--
Siedlung, Sozial-Einrichtung	" 11 271 872,--
Eisenbahnbetrieb	" 3 783 835,--
Feuerwehr, Luftschutz	" 3 929 751,--
	RM 225 523 510,--
Stillegungs-, Anlaufkosten usw.	" 50 000 000,--
	RM 275 523 510,--

Gestehungskosten für 1t flüss. Verkaufsprodukt.

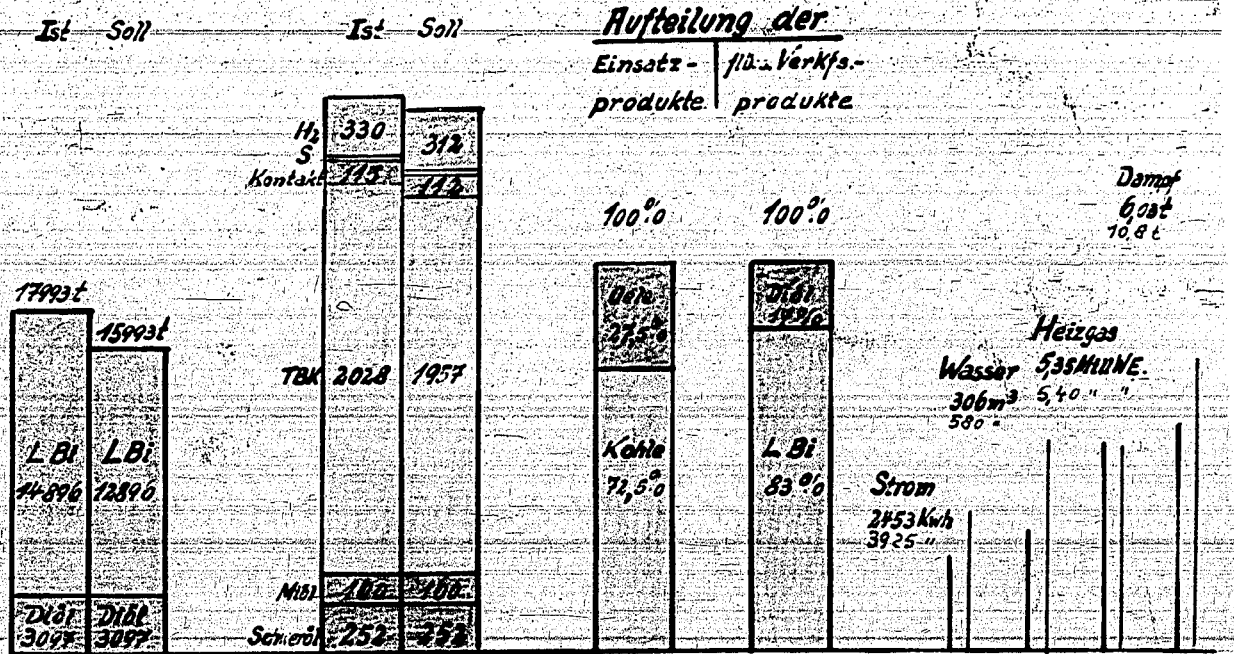
I. Quartal 1944

Erzeugung
Monatsmittel

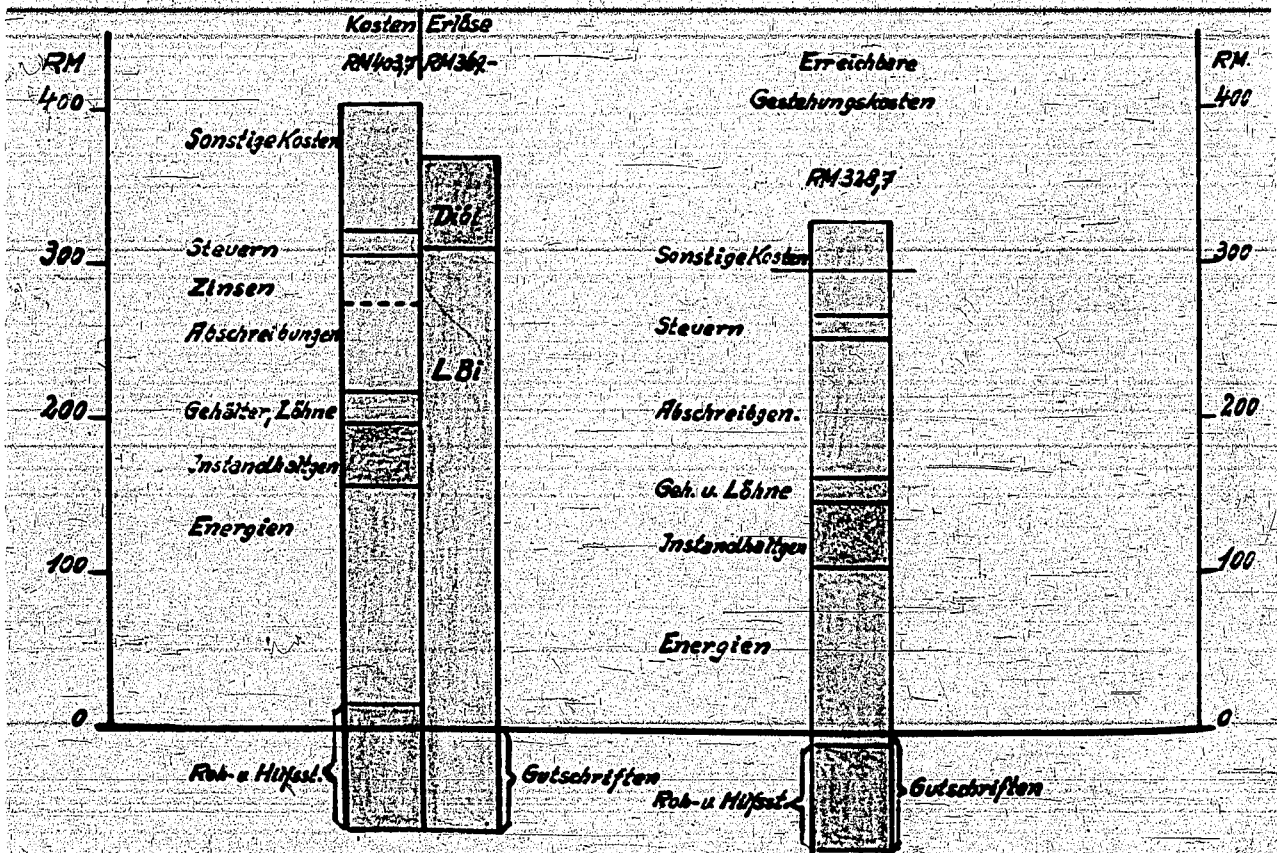
Produktverbrauch
für 1t Verkaufsprod.

Energieverbräuche

schwarz: ist
rot: vorgeschätzt



Kosten u. Erlöse



Gestehungskosten - Rechnung für 1 t flüssiges Produkt I. Quartal 1944

Roh- u. Hilfsstoffe

Briketts	kg	10,15	1 156,0	11,73
TBK	"	9,49	1 996,0	18,94
Teere u. Öle	"	98,28	455,5	44,77
Schwefel	"	115,85	23,4	2,72
Roterz	"	20,74	115,5	2,39
Sonstige Hilfsstoffe				6,62
Lagerbewegung				6,16
				<u>81,01</u>

13,33
4,16
87,17

Gutschriften

Treibgas	kg	282,31	181,5	51,25
Heizgas	M ³	4,50	1 875,6	8,44
Generatorteer	kg	50,00	63,3	3,16
Phenolöl	"	270,00	5,5	1,45
Sonstiges				1,74
				<u>66,04</u>

Instandhaltungen

41,36

Gehälter u. Löhne

20,48

Energien

Strom	kWh	24,96	2 453,0	61,23
Dampf 18 atü	kg	5,44	726,3	3,95
3,5 "	"	3,97	786,3	3,02
2,5 "	"	3,94	4 514,3	17,78
Wasser	M ³	56,90	306,4	17,43
Heizgas	M ³	5,75	5 346,8	30,74
übrige Energien				7,16
				<u>141,31</u>

Abschreibungen

56,18

Zinsen

32,21

Steuern

15,39

Lizenzen

2,87

Versandkosten

7,66

Gemein- u. Sonderkosten

71,28

Gestehungskosten RM 403,71

Die Kalkulation.

=====

Die beigelegte Darstellung zeigt die Kalkulation für das erste Quartal 1944, in dem die bis dahin niedrigsten Gesteungskosten für unsere Verkaufsprodukte erreicht wurden.

Die obere Säulenreihe stellt die mittlere Monatsproduktion, den Verbrauch an Einsatzstoffen und Energien mit den zugehörigen Sollwerten, sowie die prozentuale Aufteilung der Einsatzstoffe und flüssigen Fertigprodukte dar.

Die untere Reihe zeigt die Gesteungskosten unter Gegenüberstellung der Erlöse und die bei vorsichtiger Schätzung unter den bestehenden Betriebsverhältnissen für möglich gehaltene Kostensenkung.

Die Gesteungskosten liegen selbst im günstigsten Abrechnungsquartal mit 403,7 RM/t Fertigprodukt recht hoch und nahezu 10 % über den Erlösen.

Aus der oberen Säulenreihe ist ersichtlich, daß die betrieblichen Möglichkeiten praktisch erschöpft sind. Die Produktionshöhe liegt 12,5 % über dem Soll, die Produktausbeuten erreichen nahezu die Sollwerte, die sehr knapp vorgeschätzt sind und kaum noch Verbesserungen zulassen. Die Energieverbräuche liegen zum Teil erheblich unter den Werten der Vorschätzung.

Die Ursachen für die abnormal hohen Kosten sind demnach auf anderen Gebieten zu suchen. Im Folgenden ist kurz auf diese Gründe und auf die eine Kostensenkung ermöglichenden Punkte eingegangen.

Die Energie

Am meisten fällt der zu hohe Anteil der Aufwendungen für Energien ins Auge. Hier liegen die Energiepreise viel zu hoch.

Sie betragen:		RM/1000 Einheiten für Heizgas		
5,75	"	"	"	Frishwasser
56,90	"	"	"	Weichwasser
568,98	"	"	"	Rückkühlwasser
25,50	"	"	"	18 atü-Dampf
5,44	"	"	"	3,5 " "
3,97	"	"	"	2,5 " "
3,84	"	"	"	Strom (Eigenerzeugung)
35,50	"	"	"	(Fremdbezug)
13,50	"	"	"	

Die Preise liegen erheblich höher als in den übrigen Hochdruck-Hydrieranlagen und müssen mit äußerster Anstrengung gesenkt werden.

Die Energieverbrauchszahlen der Betriebe können kaum verbessert werden. Sie werden seit Produktionsbeginn überwacht und liegen bereits beträchtlich unter den vorgeschätzten Zahlen.

Allein bei dem Heizgasverbrauch ist eine ins Gewicht fallende Einsparung denkbar. Sie ist nach Abänderung der Regeneratorkonstruktion des Hochdrucks und nach Wiedereinschalten der mit Rücksicht auf die Fliegergefährdung herausgenommenen Wärmeaustauscher und Produktvorheizer der Rückstandschweerei zu erwarten.

Der Kapitaldienst.

Die Aufwendungen für Amortisation und Verzinsung liegen, trotzdem das Produktions-Soll um 12,5% überschritten ist, zu hoch. Grund hierfür sind die sehr hohen Anlagekosten des Werkes, die mit rund 275 Mil. RM um 75 Mill. über der erwarteten Summe liegen. Die Verteuerung ist auf die Unterbrechung der Montage des Werkes, auf kriegsbedingte Preisübersteigerungen für Material und Löhne und den Mangel an Aufsichtspersonal und Fachkräften bei der Montage zurückzuführen.

Die Amortisationsquote und der Zinssatz halten sich mit 9 und 5% in den gebräuchlichen Grenzen, werden jedoch nötigenfalls herabgesetzt werden müssen.

100000219

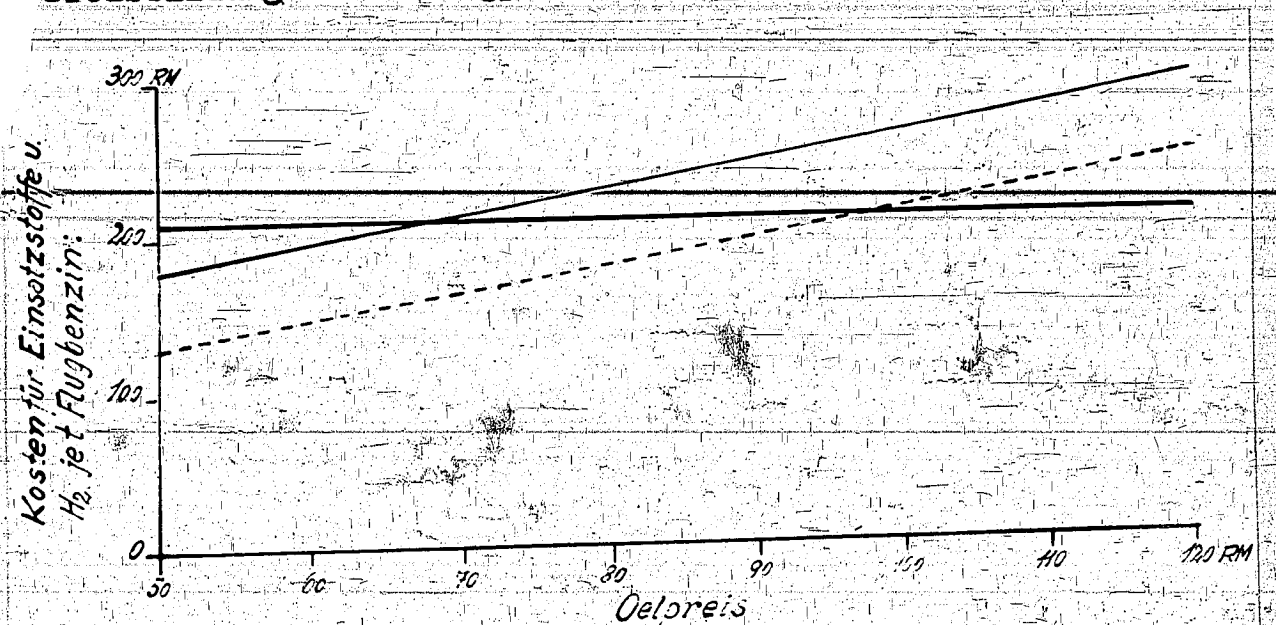
Die einzige Möglichkeit, von Seiten der Betriebe zur Senkung dieser Kostengruppe beizutragen, besteht in einer weiteren Steigerung der Produktion. Eine solche ist einmal, wie aus den Darlegungen über die Kapazität des Werkes hervorgeht, durch den Einsatz von Fremdöl möglich und zum anderen durch die Auswirkung der im vorangegangenen Bericht beschriebenen, zum Teil erst im Anlaufen begriffenen Betriebsverbesserungen.

Die Roh- und Hilfsstoffe.

Auch hier sind die Möglichkeiten praktisch erschöpft. Die Verbrauchs- und Ausbeutezahlen sind seit etwa einem Jahr konstant. Die Sollwerte sind annähernd erreicht und lassen, wie schon gesagt wurde, kaum noch Verbesserungen zu, da sie von Seiten der I.G. sehr knapp vorgeschätzt wurden.

Dagegen sind die Preise einiger Einsatzstoffe, besonders des Fremdoles zu hoch. Sie werden nach Einstellung normaler Verhältnisse erheblich absinken.

Die folgenden Kurven zeigen den Einfluß des Ölpreises auf die Preisbildung des Fertigproduktes (Flugbenzin).



Die rote Linie gibt die Kosten für die Einsatzprodukte an, wenn man von TBK, ohne daß gleichzeitig Oel eingesetzt wird, ausgeht und folgende Verbrauchszahlen und Preise zugrunde

legt: 2 750 kg TBK/t Flugbenzin	Preis RM	9,50/t
35 kg S/t Flugbenzin	" "	115,80/t
3 600 nm ³ H ₂	" "	50,--/1000 nm ³

Die Schrägkurven zeigen die Kosten für den Fall, daß Oel zur Anwendung kommt, wobei mit folgenden Verbrauchszahlen und Preisen gerechnet ist:

1 700 kg Oel / t Flugbenzin	Preis siehe Abszisse
1 900 nm ³ H ₂ / t Flugbenzin	" RM 50,--/1000 nm ³

Im Kurvenbild sind 2 Fälle dargestellt.

- 1) Die gestrichelte Kurve ergibt sich, wenn mit dem Oeleinsatz eine Produktionssteigerung verbunden ist. Durch den geringeren H₂-Verbrauch der Oelumsetzung (1900 nm³ H₂ für Oel gegenüber 3 600 nm³ H₂ für Kohle/t Flugbenzin) tritt dies ein, wenn die Produktionshöhe durch die Leistungsfähigkeit der H₂-Fabrikation begrenzt wird. Hierbei werden die spez. Kosten für Amortisation, Verzinsung, Gehälter und Löhne um etwa RM 50,--/t mehr produziertes Fertigprodukt erniedrigt.
- 2) Die ausgezogene Linie gilt für den Fall, daß beliebig viel H₂ zur Verfügung steht. Sofern die Kapazität der Hydrierung ausreicht, was bei uns zutrifft, kann statt Oel genau so gut Kohle eingesetzt werden. Eine Produktionssteigerung wird in diesem Fall nicht erzielt.

Es ist ersichtlich, daß eine Senkung des Oelpreises zu einer erheblichen Kostenerniedrigung führen kann und daß der Fremdölpreis bei H₂-Überschuß weniger als 67 RM/t und bei H₂-Mangel weniger als 97 RM/t betragen muß, wenn man durch die Ölverarbeitung eine Kostensenkung erreichen will.

Auch der Schwefel kann verbilligt werden. Es ist beabsichtigt, an Stelle des elementaren Schwefels preisgünstigere schwefelhaltige Gasreinigungsmasse zu verwenden.

100000221

Gutschriften für Nebenausbeuten.

Die Umkonstruktion der von Uhde gelieferten Treibgasanlage und der Umbau der Trikresylphosphat-Entphenolungsanlage zu einer Phenolsolvananlage werden zu einer Steigerung der Treibgas- und Phenol- ausbeute führen.

Die Löhne und Gehälter

fallen im Vergleich zu den übrigen Kosten wenig ins Gewicht, jedoch sind auch hier - siehe das Mißverhältnis der Angestellte- und Arbeiterzahlen bei den einzelnen Abteilungen des Werkes - Einsparungen möglich.

Reparaturen.

Diese litten einmal unter Materialbeschaffungsschwierigkeiten, zum anderen unter dem Mangel an Fachkräften. Dieser wurde dadurch verstärkt, daß die neugeplante DHD- und AT-Anlage, leider ohne fertig- gestellt werden zu können, dem laufenden Betrieb Arbeitskräfte ent- zogen. So war es nicht möglich, eine Reihe von apparativen Unvoll- kommenheiten, die zu immer wiederkehrenden Reparaturen führten, zu beseitigen.

Gelegentlich traten auch durch Bedienungsfehler vermeidbare Schä- digungen der Apparaturen ein.

Nach Auffrischung der Belegschaft sind bei gleichzeitiger Harab- minderung der Belegschaftsstärke erheblich verbesserte Leistungen und Einsparungen zu erwarten.

Gemeinkosten.

Auch hier sind Einsparungen möglich. So werden die Aufwendungen für die meisten Barackenlager und viele kriegsbedingte soz.Kosten fortfallen.

Als möglich erscheinende Einsparungen:

Einsatzstoffe und Gutschriften.

Durch Senkung des Fremddölpreises	von RM 98,28	
	auf " 70,--/t	13,5 RM/t
Durch Verbilligung des Schwefels		1,5 "
Durch Erhöhung der Treibgas- u. Phenol- ausbeute		10,0 "
		<u>25,0 RM/t</u>

	Übertrag:	25,0 RM/t
<u>Energien</u>		
Durch Senkung der Energie-Preise und durch Einsparung insbes. von Heizgas		20,0 "
<u>Löhne und Gehälter</u>		
Durch Einschränkung der Belegschaft bei Einstellung besserer Kräfte		5,0 "
		<u>50,0 "</u>
<u>Reparaturen</u>		
Durch Verwendung besseren Materials, durch Steigerung der Arbeitsleistung und Ver- besserung der Apparaturbedienung		15,0 "
<u>Gemeinkosten</u>		
Durch Fortfall kriegsbedingter Ein- richtungen		<u>10,0 "</u>
Die Gesamteinsparung beträgt		<u>75,0 RM/t</u> =====

Der rote Querstrich am Kopf der Säule zeigt die zusätzliche Kostenermäßigung, die durch die Senkung der spezifischen Kosten für den Kapitaldienst, der Löhne und Gehälter bei einer 30%igen Produktionserhöhung erfolgen würde.

Mithin erscheint es als möglich, die Herstellungskosten für 1 t Fertigprodukt von der in der angeführten Kostenrechnung zugrunde gelegten Zusammensetzung (17 % Dieselöl und 83 % Flugbenzin) ohne Produktionssteigerung von RM 403,7 auf RM 328,7 und mit einer 30%igen Produktionssteigerung auf RM 296 zu erniedrigen.

Nach Wiederkehr normaler Verhältnisse wird sich die Notwendigkeit einer noch weitergehenden Kostensenkung einstellen. Möglichkeiten hierzu bestehen vor allem in einer weiteren Produktionserhöhung, in einer Herabsetzung der Amortisationsquote und des Zinssatzes, in einer Steigerung des Ölanteiles im Einsatzprodukt der Sumpphase und der Verwendung preisgünstigerer Einsatz- und Hilfsstoffe.

Es erscheint bei straffer Zusammenfassung und interessierter Mitarbeit aller als möglich, Gesteueungskosten nahe an 200 RM/t Fertigprodukt zu erzielen, besonders dann, wenn man anstelle von Flugbenzin Autobenzin herstellen würde.

100000223

**Die wichtigsten Einsatz- und Gesteungskosten und Erlöse des
1. Quartals 1944**

Einsatzkosten

	RM/1000 Einheiten	
Briketts		10,15
TBK4	" "	9,49
Schwefel	" "	115,83
Roterz	" "	20,74
Fremdöl	" "	111,58

Gesteungskosten (ohne Versand und Sonderkosten)

	RM/1000 Einheiten	
Wassergas		23,30
Spaltgas	" "	22,13
Reinwasserstoff 300 atm	" "	48,11
" 700 "	" "	52,47
5058-Abstreiferprodukt	" "	272,23
Dieselöl	" "	261,85
Flugbenzin	" "	375,19
Dieselöl	" "	284,15) einchl.
Flugbenzin	" "	396,35) Vers. u. Son- derkosten

Energien

	RM/1000 Einheiten	
Heizgas		5,75
Frischwasser	" "	56,90
Weichwasser	" "	568,98
Rückkühlwasser	" "	25,80
18 atm Dampf	" "	5,44
3,5 " "	" "	3,97
2,5 " "	" "	3,94
Strom (Eigenerzeugung)	" "	35,50
" (Fremdbezug)	" "	13,50

Erlöse

	RM/1000 Einheiten	
Flugbenzin		370,--
Dieselöl (Bifrei)	" "	250,--
Benzinanteil bis 195° in Dieselöl	" "	315,--
Treibgas	" "	282,31
Phenolöl	" "	270,--
Hygas	" "	4,50
Dickteer	" "	34,10
Generatorteer	" "	50,--
Generatorkoks	" "	8,--
Generatorasche	" "	3,50

Fliegerereinwirkung und unsere Schutzmaßnahmen.

Schutzeinrichtungen für die Belegschaft und Apparatur.

Bei dem Bau des Werkes wurden eine Anzahl entsprechend der Belegschaftsdichte auf die Anlage verteilter Bunker errichtet. Außer diesen bombensicheren Unterkünften wurden zahlreiche Splitterschutzstände innerhalb und außerhalb der Betriebsbauten aufgestellt, die als Unterschlupf bei plötzlich erfolgenden Angriffen gedacht waren und die sich bestens bewährten. Die wichtigsten Maschinen und Apparaturen erhielten Splitterschutzwände, welche die Übersicht in den Bauten zwar erschwerten, sich jedoch als recht nützlich erwiesen.

Die Turbinen des Kraftwerkes wurden mit einem Trümmerschutz gegen einstürzende Bauteile versehen. Alle Behälter mit brennbaren Produkten wurden in angeschütteter Bauweise ausgeführt. Die Kanäle wurden weitgehend durch Schottwände unterteilt. Die Baustützen der durch Ölbrände gefährdeten Bauten wurden eingemauert.

Verdunkelung.

Auf gute Verdunkelung des Werkes wurde besonderen Wert gelegt. Die Einrichtungen wurden ständig vervollkommen. Es wurde zwischen einer normalen und einer verschärften Verdunkelung unterschiedet. Bei normaler Verdunkelung durften die Deckenbeleuchtungen der Bauten eingeschaltet und wichtige Reparaturstellen im Freien beleuchtet werden. Bei der Annäherung feindlicher Flugzeuge wurden die Verdunkelungserleichterungen aufgehoben. Die Benachrichtigungen der Betriebe erfolgte durch Absenken der Lichtspannung. Die Verdunkelungsdisziplin ließ gelegentlich zu wünschen übrig. Das Werk erhielt jedoch keine auf Verdunkelungsfehler zurückzuführenden Bombentreffer.

Luftschutzdienst, Befehlsübermittlung.

Der Luftschutzdienst der Werksbelegschaft war auf Zweckmäßigkeit eingestellt. Niemand wurde über Gebühr beansprucht. Allein die Betriebsleiter und deren Stellvertreter hatten zeitweise einen aufreibenden Dienst. Es wurde Wert darauf gelegt, daß die verantwortungstragenden Posten der Werks- und Betriebsleitung immer gut besetzt waren.

Die das luftschutzmäßige Verhalten der Betriebe regelnden Vorschriften waren bis ins kleinste durchdacht und wurden ständig verbessert. Die Nachrichtenübermittlung von außerhalb zur zentralen Luftschutzleitung war, besonders durch die Mithilfe der militärischen Stellen, mit denen ein gutes Einvernehmen gepflegt wurde, schnell und zuverlässig. Die Durchgabe von Anweisungen an die Betriebe erfolgte mit Hilfe einer Sirenenanlage, an den Hochdruck und das Kraftwerk außerdem telefonisch, wobei in entscheidenden Augenblicken eine direkte Sprechverbindung aufrechterhalten wurde.

Betriebliche Maßnahmen.

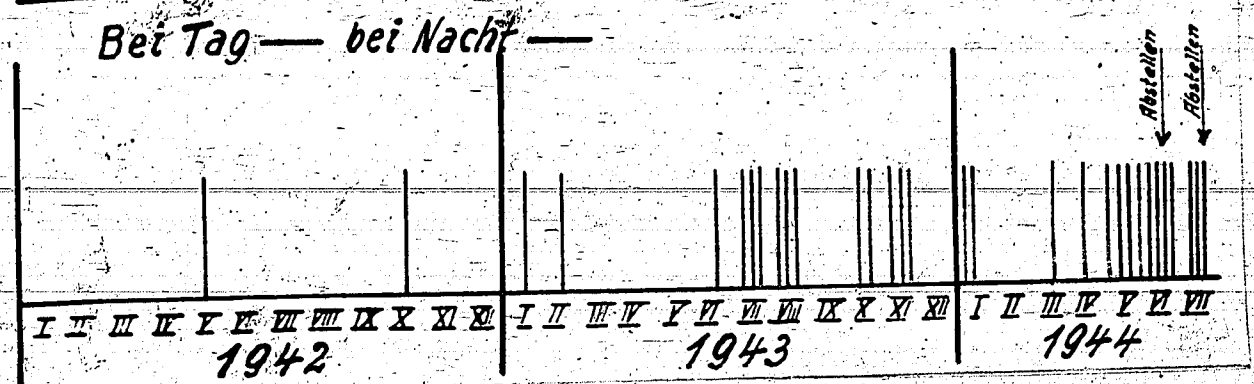
Hauptwert wurde auf die Abstellmaßnahmen der Betriebe gelegt. Hier wurden vorbereitende Maßnahmen bei Luftgefahr, das sogenannte "Insichfahren" bei Angriffsgefahr und die vollständige Abstellung unmittelbar vor oder bei starkem Bombenfall durchgeführt.

"Insichfahren" bedeutet die Abriegelung der Betriebe gegeneinander und die Herstellung eines Zustandes, der sekundäre Schäden großen Ausmaßes unmöglich macht. Praktisch ist es die Abstellung des gesamten Werkes bis auf die Energieversorgung und den Hochdruck, der unter Abstellung der Einspritzung der Benzinkammern und Umstellung der Kohlekammern von Kohlebrei auf Anreibeöl weiter betrieben wird. Bei äußerster Gefahr werden auch diese Betriebe bis auf Teile des Kraftwerkes innerhalb von Sekunden abgestellt.

Die Vorschriften wurden soweit vervollkommenet, daß das "Insichfahren" sämtlicher Betriebe innerhalb von knapp 2 Minuten durchgeführt wurde und die Abstellung nur einige Sekunden erforderte. Die Schnelligkeit der Abstellung wurde durch die Zusammenfassung aller Abstellventile und Schalter des Hochdrucks auf einige in den Luftschutzbunker verlegte Schalter und durch zentrale im Kraftwerk erfolgende Abschaltung ermöglicht.

Mit der gleichen Zuverlässigkeit wie die Abstellung mußte die Wiederinbetriebnahme des Werkes erfolgen. Sie erforderte bis zur Einstellung der vorherigen Produktionshöhe 4-5 Stunden.

Insichfahren



So wurde der Betrieb insgesamt 31 mal unterbrochen und wiederangefahren. Die Maßnahmen wurden mit solcher Präzision durchgeführt, daß bis auf eine geringfügige Beschädigung eines eingesaugten Gasometers und einen Knaller in der Gasfabrik keinerlei Störungen eintraten.

Produktionsausfälle durch Feindeinwirkung.

29. 5.42	Insichfahren (Großangriff auf Köln, mehrere Tage Fremdstromausfall)	300	to	Endprod.
15. 10.42	Bombentreffer Gasfabrik	8 300	"	"
23. 1.43	Insichfahren (m. Fremdstromausfall)	600	"	"
14. 2.43	"	250	"	"
23. 2.43	Ausfall aller Fremdstromzuleitungen	450	"	"
27. 6.43	Abstellen durch Gesamtstromausfall (1Kammer verkocht, mußte abgestellt werden)	700	"	"
4. 7.43	Insichfahren mit Stromstörung	300	"	"
9. 7.43	"	100	"	"
30. 7.43	"	150	"	"
12. 8.43	"	150	"	"
13. 8.43	Gesamtstromausfall (alle Kammern verkochten trotz Schnellentschlammung)	5 000	"	"
17. 8.43	zweimaliges Insichfahren	150	"	"
22. 8.43	Insichfahren	100	"	"
10. 9.43	Ausfall des Fremdstromes	100	"	"
15. 9.43	Mehrere Tage Strombeschränkung durch Störungen im RWE	800	"	"
3. 10.43	Störung der Brikettzufuhr	20	"	"
14. 10.43	Insichfahren	120	"	"
20. 10.43	"	80	"	"
	Übertrag:	17 670	to	Endprod.

Übertrag: 17 670 to Endprod.

23.10.43	Mehrere Tage Brikettmangel (Hauptwasserltg. der Roddergrube getroffen)	200	"	"
3.11.43	Insichfahren	150	"	"
19.11.43	"	150	"	"
30.11.43	"	150	"	"
27.11.43	Fremdstromausfall mit Ausfall aller Umlaufpumpen	200	"	"
7. 1.44	Insichfahren	100	"	"
24. 1.44	"	150	"	"
4. 3.44	"	150	"	"
22. 4.44	"	150	"	"
20. 5.44	"	100	"	"
24. 5.44	"	100	"	"
26. 5.44	"	100	"	"
28. 5.44	"	100	"	"
3. 6.44	"	150	"	"
13. 6.44	Insichfahren (Ausfall eines Fremd- stromtransformators)	2 080	"	"
22. 6.44	Insichfahren und Abstellen	970	"	"
27. 6.44	Insichfahren	250	"	"
10. 7.44	"	150	"	"
11. 7.44	"	150	"	"
		23 220	to Endprod.	

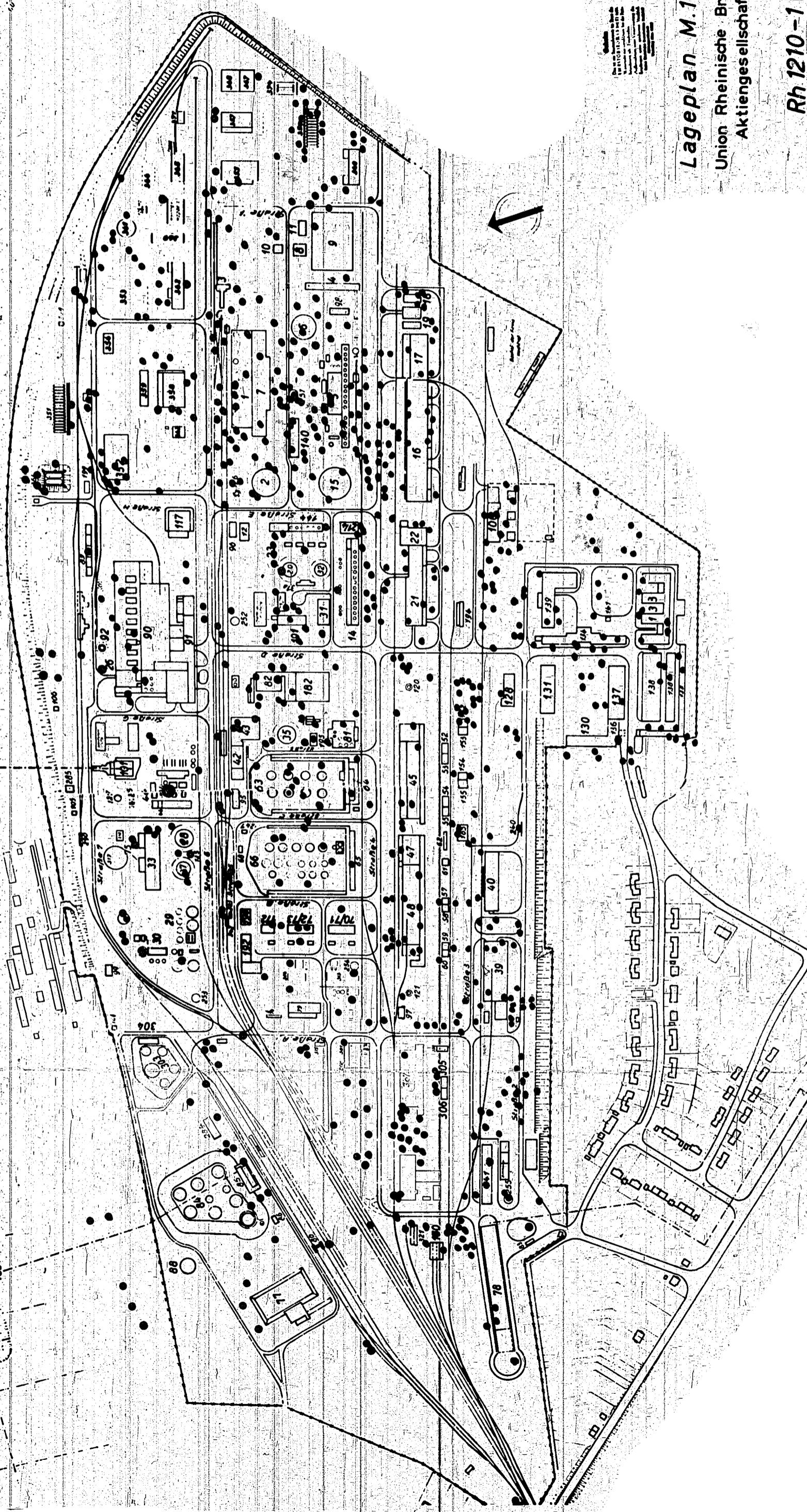
Die Gesamterzeugung des Werkes betrug im gleichen Zeitraum
455 356 to. der prozentuale Anteil des Ausfalles 5,1 %.

Der Fliegerangriff vom 18./19. Juli 1944

Rheinstrom

Bombeneinschläge

100000:1



Lageplan M.1:1500

Union Rheinische Braunkohlen Kraftsta Aktiengesellschaft, Wesseling

Rh 1210-1

Der Fliegerangriff vom 18./19. Juli 1944

In der Nacht vom 18. zum 19.7.44. erfolgte ein starker Fliegerangriff auf das Werk. Etwa 1 000 Sprengbomben, meist 250 kg schwer, fielen innerhalb der Fabrikationsbauten nieder. Auch die südwestlich des Werkes gelegene Wohnsiedlung wurde erheblich getroffen.

Der Ablauf des Angriffs war folgender:

0⁵⁵ Uhr öffentlicher Fliegeralarm, 1⁰³ Uhr "Insichfahren" nach Durchgabe des Stichwortes "Angriffsgefahr für das Werk" durch die Flak.

1⁰⁷ Durchgabe des Abstellkommandos nach Abwurf einer roten Kaskade über dem Werk. Sekunden später Einsetzen der Bombenabwürfe, die in 3 Wellen erfolgten und etwa 20 Minuten anhielten.

Der Angriff wickelte sich unter für die angreifenden Flieger sicher leichten Bedingungen ab. Die Vernebelung erfolgte zu spät. Die umfangreichen Vernebelungsanlagen innerhalb des Werkes wurden unverständlicherweise nicht betätigt. Die Fabrikationsbauten waren durch im Luftraum schwebende und am Boden liegende Zielmarkierungsbomben hell angestrahlt. Im Werk entstanden unmittelbar nach den ersten Bombenabwürfen stark leuchtende Brände.

Insichfahren und Abstellen wurden zuverlässig durchgeführt, ~~trotzdem hierfür und zum Indeckunggehen nur knapp 4 Minuten zur Verfügung standen.~~ Die gesamte Belegschaft bis auf einige Männer im Kraftwerk, die auf ihrem Posten bleiben mußten, befand sich bei Beginn des Bombenfalles in Deckung. Bei etwa 600 anwesenden Belegschaftsmitgliedern gab es 3 Tote, alle tragischerweise durch eigenes Verschulden.

Entsprechend der Schwere des Angriffes fielen die Wasser- und Stromversorgung und alle Telefonleitungen schnell aus; desgleichen durch Zerstörung der Antenne der Sender zum Heranholen von Löschhilfe aus Köln.

Die Löschhilfe und die Instandsetzungsbereitschaften wurden teils durch Melder herangeholt, teils kamen sie von selbst. Die Anfahrt an die Brandstellen war durch zahlreiche Sprengtrichter und durch die mehrere Stunden anhaltende, äußerst dichte Vernebelung erschwert. Sie erfolgte von der Rheinseite und nach

Einemnen einiger Sprengtrichter von Urfeld aus. Löschwasser wurde aus den mit Wasser gefüllten DHD-Tanks, aus dem Rhein über eine kürzlich fertiggestellte Löschwasserleitung, die unbeschädigt geblieben war, und aus den Ascheabsitzbecken der Gasfabrik entnommen. Großbrände traten auf in den Zwischentanklagern, wo 4 Tanks Volltreffer erhalten hätten, in der Kohlemahlanlage und in den Bunkern der Gasfabrik. Außerdem entstanden eine Reihe kleinerer Brände im Bereich des Hochdrucks, der Destillation und der Treibgasanlage. Die kleineren Brände wurden schnell, die größeren in der Hauptsache bis zum folgenden Mittag gelöscht.

Es traten folgende Schäden ein:

Größere Zerstörungen in der Gasfabrik, in der Kohlemahlanlage, in der Konvertierung, im Kompressorenbau, in der CO-Reinigung, im Umlaufpumpenbau der Hydrierung, im Zwischentanklager und Pumpenhaus für schwere Öle. Nahezu alle Gasometer wurden zerstört. Die kleineren Gasbehälter für Stickstoff und H_2S blieben nahezu unbeschädigt. Die Spaltanlage, Destillation, Treibgasanlage und Entphenolung wurden weniger stark beschädigt. An Rohrbrücken traten auf: 4 große Schäden und eine erhebliche Anzahl von Splitterschäden. Das Frischwasser-, Trinkwasser- und Abwassernetz wurde an vielen Stellen unterbrochen, ebenso das Kabel- und Fernsprechnetz.

Wertmäßig wurden etwa 20 % des Werkes zerstört. Die Kapazität wurde, da einzelne Bauten besonders stark betroffen waren, erheblich stärker beschränkt.

In einer etwa 10 Wochen in Anspruch nehmenden beschleunigten Reparatur wurde das Werk für eine 40%ige Produktion behelfsmäßig wiederhergestellt.

Am 3. und 11. Oktober 1944 erfolgten zwei weitere Angriffe, bei denen je etwa 60 Bomben bis 500 kg schwer ins Werk fielen. Hierbei entstanden Schäden im Hochdruck, Zwischentanklager und Kraftwerk.

Am 6.10.44. wurde die Stilllegung des Werkes angeordnet.

Reichert

Handwritten notes on lined paper, including the name "Salvador" and some illegible scribbles.

10000031