

01226 - 01461

01226

The Weßeling Fuel Installation and its operation from 1941-1944.
A complet summary of Activities.

INDEX 1

01227

Inhaltsverzeichnis

	<u>Seite</u>
✓ Einführung	1
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	43
CO ₂ -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
Discharge Water Purification	153
✓ Abwasseraufbereitung	
Das Kraftwerk	161
Stromversorgung	173
Water Management Supply	176
Wasserversorgung	
Power Requirements	180
Energieverbräuche	
Das Wichtigste über die Produktion	182
Important Features	

01228 2

	<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

61229 3

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. Guip Tuckert

01230

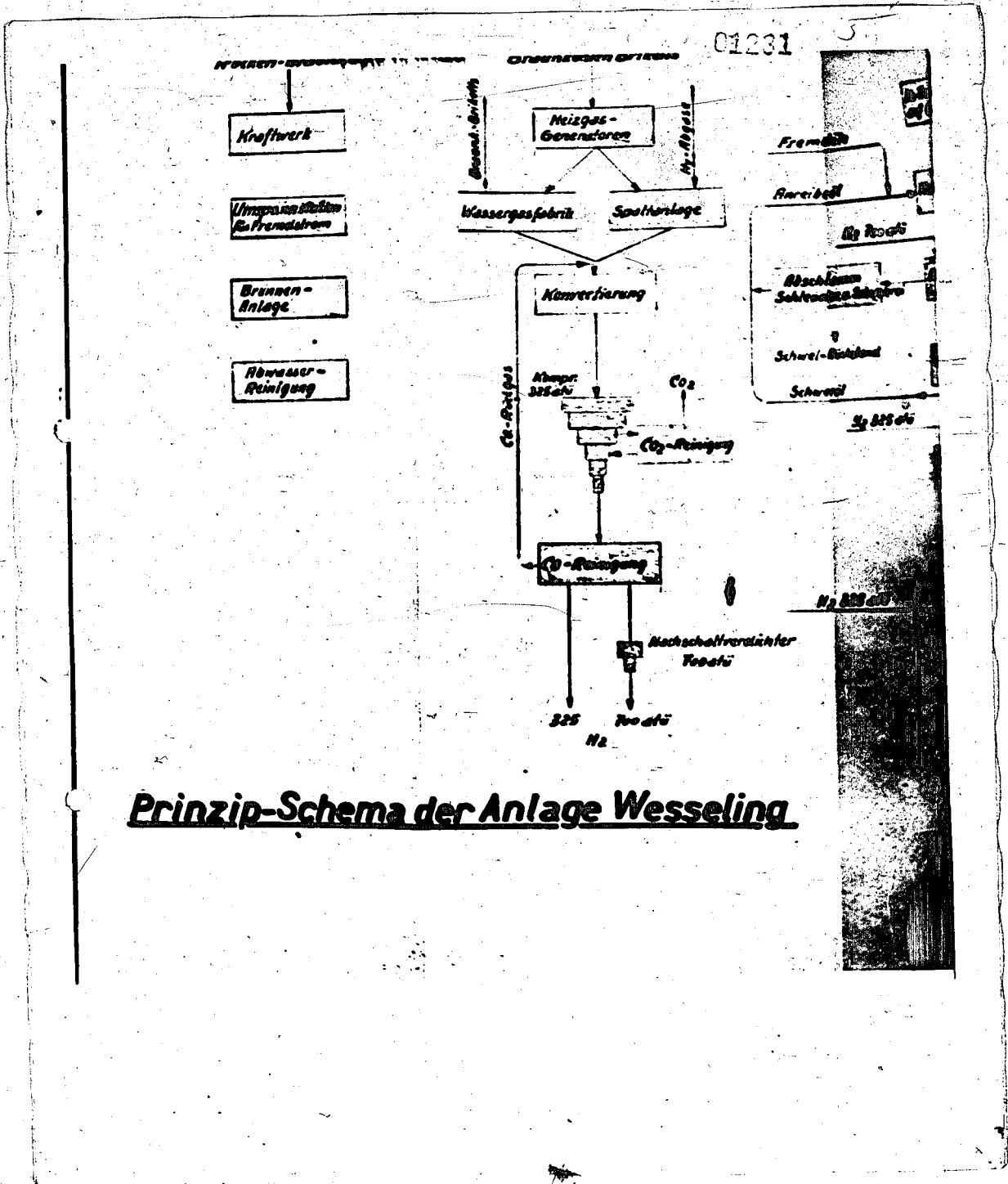
4

Einzelberichte und Zusammenstellungen.
=====

- Dr. Poukerts: Betriebsverbesserungen im Treibstoffwerk Wesseling 1941 - 1944.
- " Die Zugabe von Kohlensäure zum Wind der Schwachgasgeneratoren anstelle der H₂O-Dampfsättigung. *in Rand*
- " Die getrennte Verarbeitung von Spaltgas und Wassergas in der Konvertierung. *Wess*
- Dr. Schillings: Ein Versuch zur Erhöhung der Wirtschaftlichkeit der Konvertierung mit Hilfe eines indirekten Kühlers im Sättigungs- und Kühlwasserkreislauf.
- Dr. Poukerts: *hot gas separator*
Gegenstrombeispeicher mit H₂-Beschickung und Gegenstrom-Kammer. *admitted*
- " Maßnahmen zur Verbesserung des Wärmeaustausches bei den Dampfphasekammern.
- Dr. Hahn: Betriebsergebnisse 1943/1944.
- Dr. Hilberath: Analysenvorschriften.
- Dr. Poukerts: Allgemeine Betriebsvorschriften.
- Dipl. Kaufm. Fischer: Betriebsabrechnung.
- Dr. Poukerts: Luftschutzmaßnahmen, Fliegerangriffe.

POOR
COPY

1

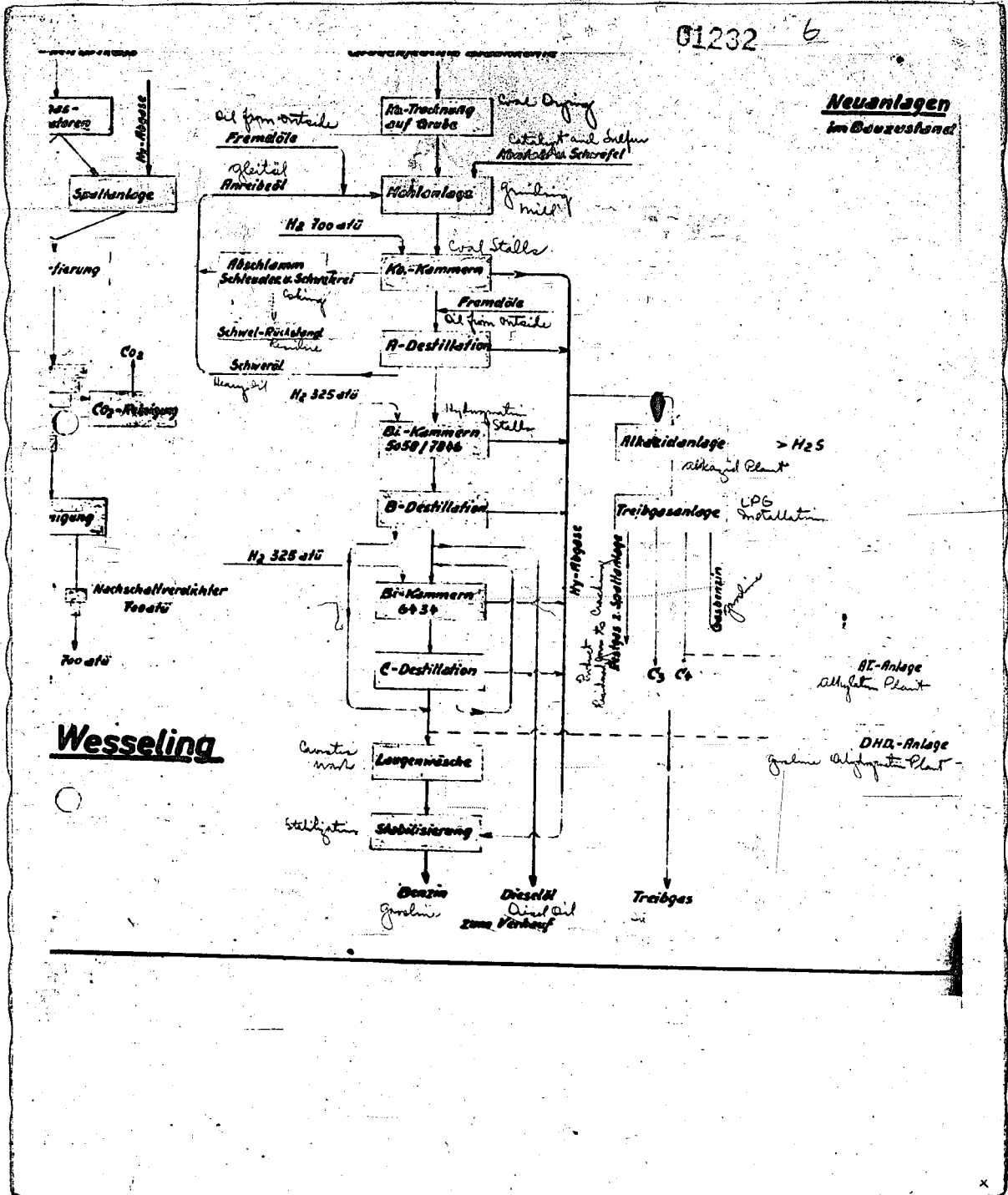


Prinzip-Schema der Anlage Wesseling

POOR
COPY

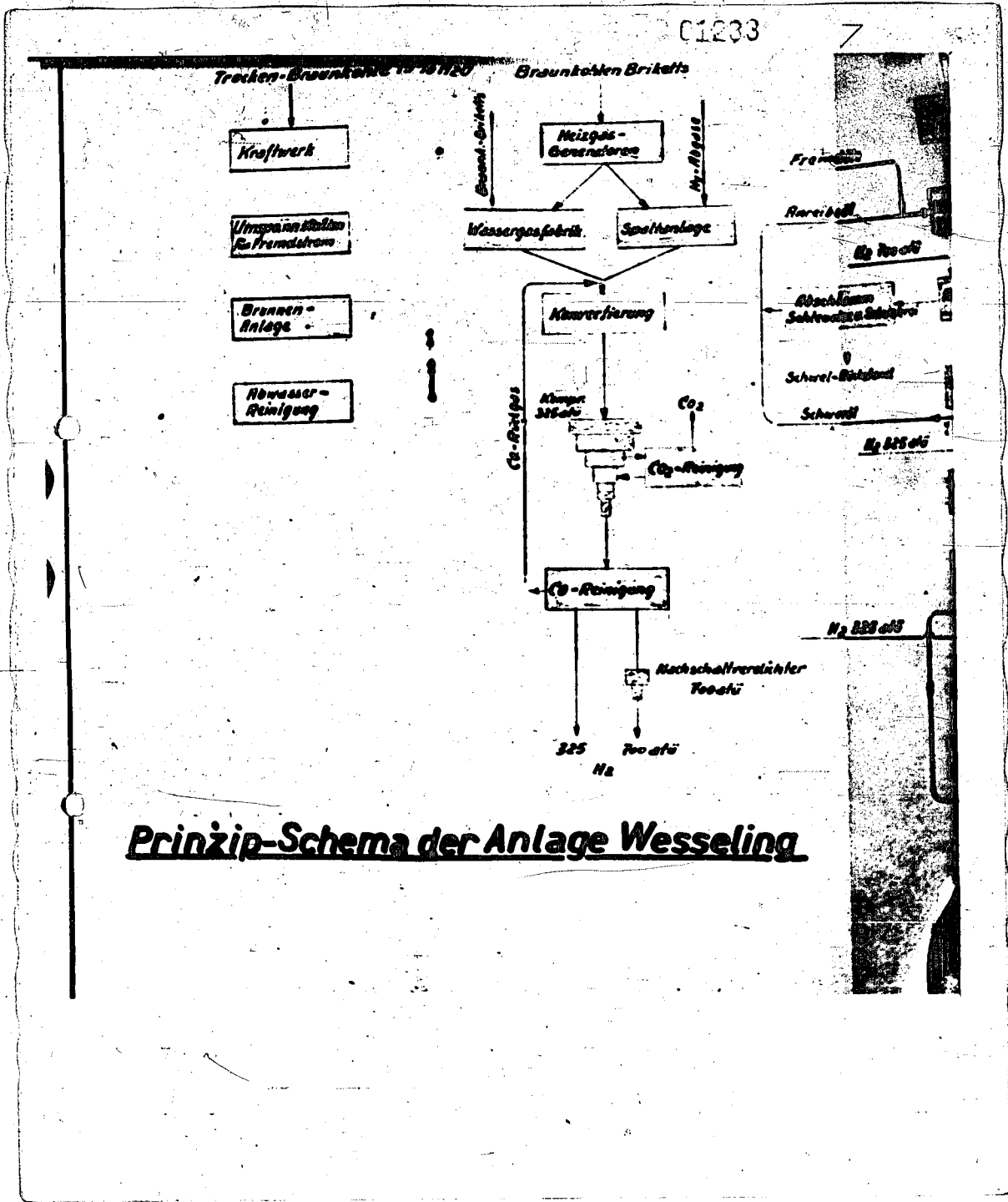
01232 6

Neuanlagen
im Benzolnetz



POOR
COPY

1

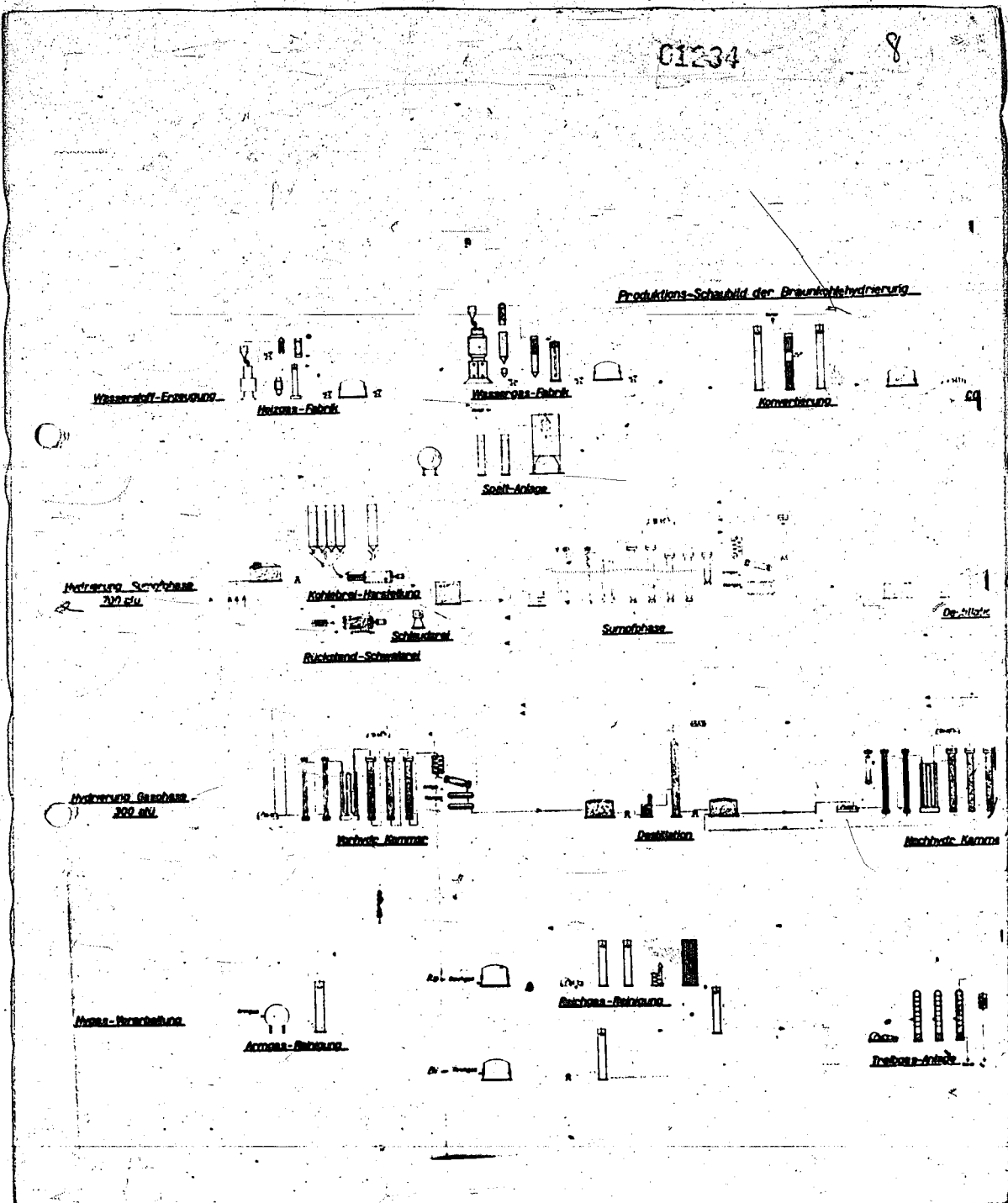


POOR COPY

01234

8

Produktions-Schaubild der Braunkohlehydrierung



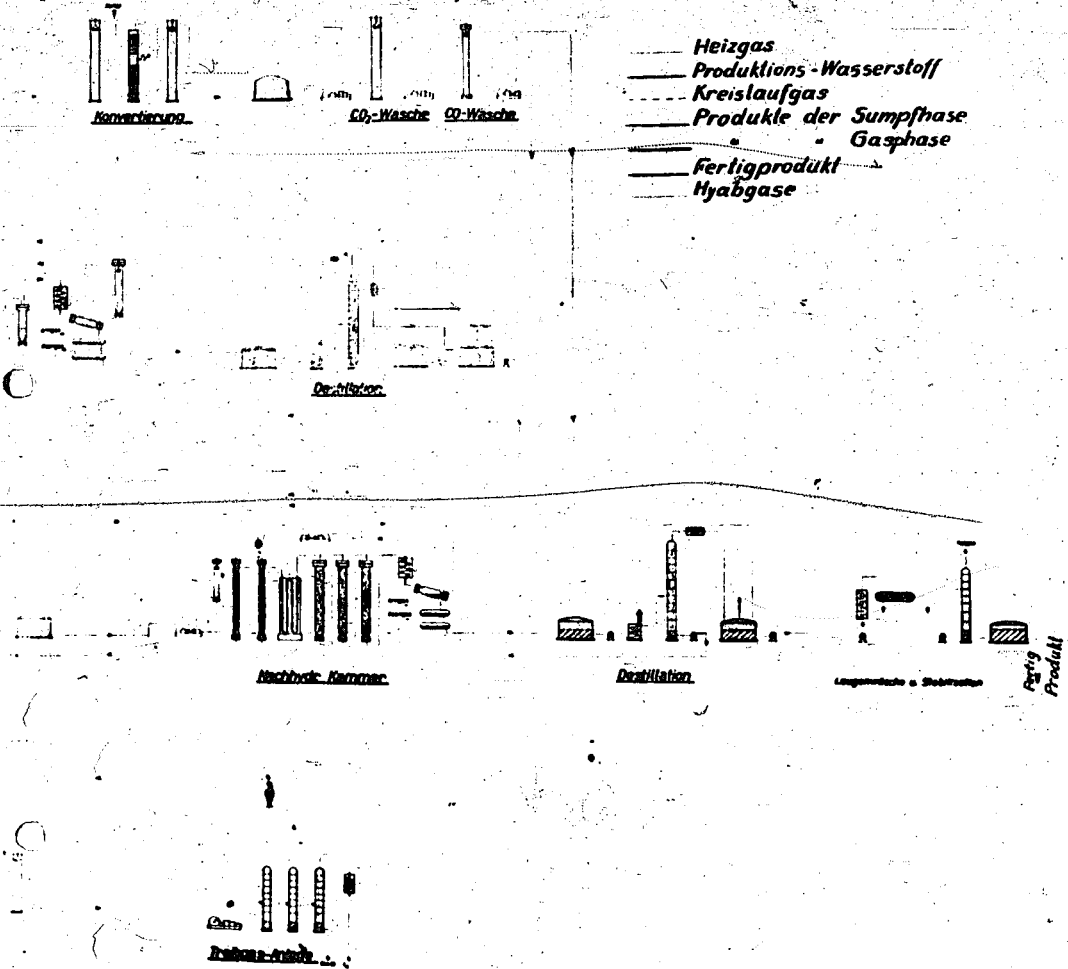
POOR
COPY

1

01235

8A

Schaubild der Braunkohlehydrierung



POOR
COPY

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} 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 ^{Angabe} 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 Dieselloil, 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 Sumpffphase, weil die Umsetzung in flüssigem oder ^{flüssigen} zähflüssigen Zustand erfolgt. In der zweiten Stufe werden die im ersten Arbeitsgang gewonnenen Öle weiter umgesetzt. Diese Stufe heißt Gasphase, weil hier die Umwandlung in gasförmigen Zustand vor sich geht.

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

POOR
COPY

1

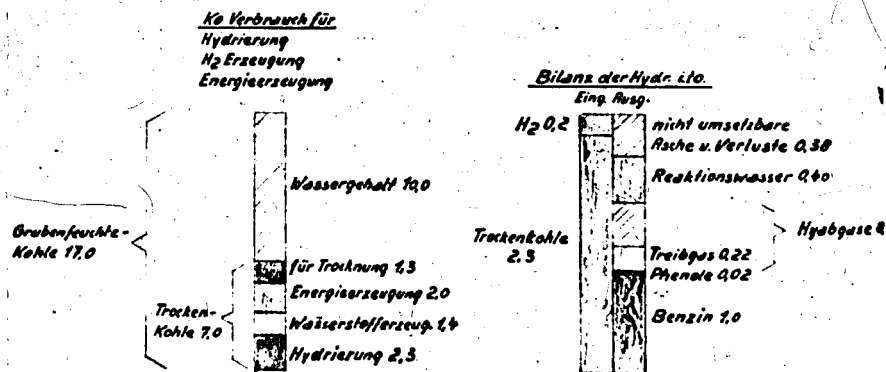
C1237

10

In Wesseling werden zur Umsetzung von rheinischer Braunkohle und schweren Olen 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 umgebaut. 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 Verfahrensstufen zur Herstellung eines hocharomatischen bzw. isoparaffinischen Hochleistungstreibstoffes werden vorbereitet.

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

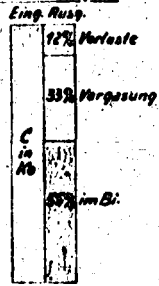
Rohstoffverbrauch und Produkterfall bei Herstellung von einer Tonne Auto-Benzin aus Braunkohle.



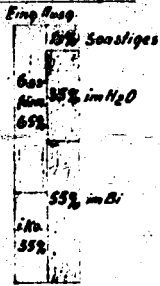
POOR COPY

01238

C-Bilanz der Hydr.

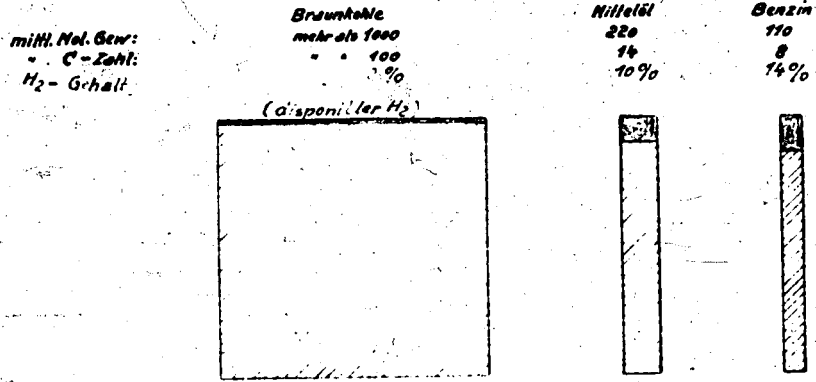


H₂-Bilanz der Hydr.



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

Spaltung u. Wasserstoffanlagung.



Zusammensetzung eines verkaufsfertigen Flugbensins.

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

POOR
COPY

Anlage Vesseling.

Die Anlage ist für die Verarbeitung von Braunkohle gebaut, erlaubt jedoch auch den möglichen Einsatz von Erdöl. Bisher wurden an Hauptprodukten Dieselloil, Auto- und Flugbenzin, an Nebenprodukten Treibgas und Phenole hergestellt.

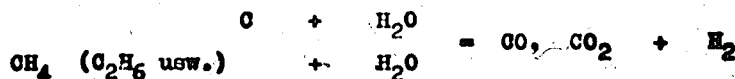
Die Anlage liegt verkehrstechnisch günstig am Rhein. Dieser ist gleichzeitig der Wasserspender und Vorfluter für das Werk. Die Kohle wird aus dem nahegelegenen rheinischen Braunkohlgebiet mit der Eisenbahn, die Rohöle teils per Bahn, teils per Schiff angefordert. Die Fertigprodukte werden größtenteils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

Die Anlage besteht aus einer Wasserstofferzeugungsanlage und einer Hydrieranlage. Hierzu kommt ein Kraftwerk, eine Umspannstation für Fremdstrom, eine Brunnenanlage für die Gebrauchswasserversorgung, Einrichtungen zur Abwasserreinigung, Entlade- und Verladevorrichtungen für Ausgangs- und Fertigprodukte. Das Kraftwerk versorgt das Werk mit Dampf und erzeugt etwa die Hälfte des Strombedarfes. Die Fehlmenge wird durch Fremdbezug gedeckt.

Die Wasserstofferzeugung.

Die Wasserstofferzeugungsanlage umfaßt eine Pintsch-Hillebrand-Wassergasanlage, eine Hygasspaltung, eine Heizgasanlage, eine Konvertierung, eine Kompressionsanlage, eine CO_2 - und eine CO -Reinigung. Dazu kommen an Apparaturen zur Versorgung des Werkes mit Schutzgas eine N_2 -Erzeugungs- und Verdichtungsapparatur und Gebläse zur Verdichtung von CO_2 .

In der Pintsch-Hillebrandanlage werden Braunkohlebricketts vergast. In der Spaltanlage werden Abgase der Hydrierung aufgespalten. Die Umsetzungen erfolgen nach den Gleichungen:



Beide Vorgänge verbrauchen Wasser, die durch Verbrennung von Generatorgas erzeugt wird.

POOR
COPY

1

01240. 13

führt. 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 betriebenen Vergasungsschächten. Die für die Wassergasbildung erforderliche Wärme wird in der Weise zugeführt, daß man dem einströmenden Umsetzungsdampf Wassergas beimischt und das Dampf-Wassergasgemisch in Wärmespeichern überhitzt. Die Wärmespeicher werden abwechselnd mit Kraftgas hochgeheizt und mit dem Dampf-Wassergasgemisch 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 $5.000 \text{ nm}^3/\text{h}$ Generatorgas. Vergast werden Braunkohleblatts.

POOR
COPY

1

01241

14

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_2 -Reinigung ist eine bei 25 atü arbeitende Wasserwäsche mit 8 Waschtürmen von je 2 m ϕ und 20 m Höhe, Polenturbinen, 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 600 ϕ -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 Kcjpressoren 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.

POOR
COPY

1

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,
 Alkazanlage zur H_2S -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 Kohlefeinmühlen gefördert. Hier wird die Kohle nach dem Zusatz von Kontakt und Schwefel mit dem Anreiböl vermischt und zu Kohlebrei vermahlen. Das Anreiböl 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 Hochdrucktreipressen zugeleitet, die ihn in die 700 atm 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-

POOR
 COPY

1

abgeblasen. Das anhaftende Öl wird durch Abschleifen 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 Abschleim gewonnenen Schleuder- und Schwelöl als Anreiböl 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 Laugewaschen, 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 Wasservaschung das HN_3 und anschliessend durch Waschung mit Alkalisilauge, Leiten über einen Konvertierungskontakt und durch Natronlaugewaschung die Schwefelverbindungen entfernt. Das so gereinigte Gas wird der Entbenzinierungs- und Treibgasanlage zugeführt. Hier werden die brennbaren 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.

POOR
COPY

1

In der ~~AT-Anlage~~ ~~mit Benzol aus der~~ ~~AT-Anlage~~ ~~zur Gewinnung~~ ~~von~~ ~~einem~~ ~~Wasserstoff~~ ~~abscheidenden~~ ~~und~~ ~~ein~~ ~~in~~ ~~der~~ ~~AT-Anlage~~ ~~zur~~ ~~Erzeugung~~ ~~von~~ ~~einem~~ ~~Aromatengehalt~~ ~~von~~ ~~über~~ ~~50~~ ~~%~~ ~~gehalt~~ ~~werden~~. In der AT-Anlage wird n- und i-Butan zu Isopentan, 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 43 to.

An Speicherraum für Kohle, Kontakt und Schwefel sind vorhanden: 8 Bunker mit je 960 m³ Inhalt - 7 werden für Trockenkohle, einer für Kontakt benutzt - , 4 je 70 m³ fassende Zwischenbunker für vorgemahlene Trockenkohle und 4 je 45 m³ fassende Zwischenbunker für Kontakt, improvisierte Lagerräume für die Aufnahme von 300 to Schwefel.

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

Die Mahlanlage umfasst je 4 ^{200 mm} ~~Beckensellenräder~~ ^{200 mm} Schwingeliebe, (Nusschichte 2 mm) für Trockenkohle, Walzenstühle für den ~~Wälzlauf~~ ^{Wälzlauf}, bestehend aus 4 Walzenpaaren mit 0,7 mm Walzenabstand, Beckenwagen für die Trockenkohle und Kohlebreiwühlen (Konzentrations) von 10 m Länge und 2,6 m ϕ . Alle Apparate sind für einen Durchsatz von 25 t/h Trockenkohle vorgesehen. Für die Siebung des fertigen Kohlebreies sind 3 Schwingeliebe (Nusschichtspannung mit 1 mm Abstand der Längsdrahte) für je 70 m³ Kohlebrei vorhanden.

Die für 700 at gebaute Dampfphase-Apparatur umfasst 4 Kohlekanonen, 3 Gaslaufpumpen, 16 Breipressen, Pumpen und Pressen für Dampf und Wasser, eine Glühkammer für Kreislaufgas mit vor-

seal oil

POOR
COPY

1

Wahlmeyer
 geschalteten Kreislaufgaskühler, Zwischenentspannungsbe-
 hältern für Abstreiferprodukt und Washül. Die Kammern
 sind als 4-fach-Kammern ^{kompartiment} ausgebaut. Sie enthalten zwei
 Regeneratoren, einen mit einem Brenner und 2 Wälz-
 röhren ausgerüsteten Vorheizer, der mit 18 - 20
 100 ϕ Haarnadelrohren bestückt ist, je 2 18 m
 15 m lange 1 000 ϕ Öfen, einen 9 m langen 1000 ϕ
 Heißabscheider, einen Luft- und Wasserkühler für Ab-
 schlamm, einen Abstreiferkühler und Kaltabscheider. Der
 erste Ofen ist mit einer EntspannungsVorrichtung ausge-
 rüstet, der Heißabscheider mit einer Kälteabschaltung
 am Abschlammsausgang. Die Gasumläufpumpen sind wegen
 Stopfbüchsen Schwierigkeiten von der Flugger- zur Kolben-
 konstruktion 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 Umläufpumpen leisten
 nach dem Umbau je 72 000 m^3/h und sind für 80 at Diffe-
 renzdruck zugelassen.

Für die Kohlekreiseinspritzung sind 16 mit ^{fein} Treibwasser
 angetriebene Breipressen für je 10 m^3/h Normleistung
 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 Zusatzpressen zu je 10 m^3/h und einer
 für Atmosphärendruck eingerichteten Wäschflentgasung.

Die Zwischenentspannungsgefäße für Kohleabstreifer und
 Washül sind für einen Betriebsdruck von 30 at ^{plannd} ausgelegt.

Die Abschlammschleuderei enthält 36 vollkontinuierlich
 arbeitende Laval-Schleudern (Drehungszahl/Min. 3 200,
 Trommel ϕ 430 mm, ^{Drum} Beschleunigung 2 300 kg) für je 2 m^3/h
 Durchsatz. Für die Schmelerei stehen 6 Schnecken-
 schmelöfen (Barnart Leuna) und 6 Drehöfen (Barnart 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 ange-
 schlossene Benzinkammern, 4 Gasumläufpumpen, 6 Einspritz-
 pumpen für Mittelöl, 3 Einspritzpumpen für Wasser, einen
 H_2O -Nachburner für das Eingangs gas zweier Benzinkammern,

POOR
 COPY

1

Beschreibung der Einspritzprodukte für die Vorhydrierung und Benzinkammern.

Die Benzinkammern sind mit je zwei 600 ϕ Regeneratoren und 18 m langen 1000 ϕ -Öfen von je 8 m³ 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 Umwälzpumpen sind für je 75 000 m³/h und einen Differenzdruck von 35 at ausgelegt. Alle Mittelöleinspritzpumpen sind an die Vorhydrierungs- und Benzinkammern angeschlossen. Um das Zusammentreten von Vorhydrierungs- und Benzinkammerprodukt zu vermeiden, sind die Anschlusleitungen sowohl druck- wie saugseitig mit doppelten Ventilen und Zwischenanspannungen versehen. Die Einspritzprodukte werden vor dem Eintritt in die Pumpen mittels filzbespannter Kerzenfilter ^{von je 2 Motoren} filtriert. 3 von den 6 Einspritzpumpen besitzen regelbare Motoren. Die Vollenleistung einer Pumpe beträgt 25 m³/h. Die Einspritzpumpen für Kondensat leisten je 6 m³/h. Das Kondensat wird mittels Kiesfilter filtriert.

An Destillationsapparaturen stehen 2 Kolonnen für Kohlenabstreifer und 3 für Benzolabstreifer zur Verfügung. Alle Kolonnen haben Füllkörperschalen und mit Wälzgasgebläsen ausgestattete gasbeheizte Vorheizer. Die Vorheizerrohre der Kohlenabstreifer-Destillationen sind für einen Druck von 50 at ausgelegt. Die Kohlenabstreiferkolonnen sind für einen Normaldurchsatz von je 35 t/h vorgesehen, die Benzolabstreifer-Destillationen für je 27 t/h. 2 Gleichbedeckerkolonnen für 100 t/h Kohlenabstreifer und 50 t/h Benzolabstreifer stehen vor der Fertigstellung.

Die Benzolraffination umfasst 2 Langwüchse für 15 und 25 t/h und 2 Stabilisierungskolonnen für 11 t/h Antobenzin und 22 t/h Flugbenzin. Diese sind mit Gleichwüchsen ausgestattet. Die Langwüchse ist vor der Stabilisierung angeordnet. Die Rohbenzine können vor dem Eintritt in die Langwüchse mit H₂S-freiem N₂gas ausgeblasen werden.

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

POOR
COPY

1

01247

20

~~händen, ebenfalls eine Fremdkörnung für ...~~
 Die Freigasanlage ist für einen Betriebsdruck von 25 at
 gebaut. Sie besteht aus 3 ^{Wassersäulen} Füllkörpersäulen. In der ersten
 werden unter Wasserkühlung Gasbenzin und Butan als Sumpf-
 produkt ausgeschieden. In der zweiten wird aus dem Rest-
 gas der 1. Kolonne durch NH_3 -Kühlung das Propan herauskon-
 densiert. Die 3. Säule dient zur Trennung des Gasbenzins
 und Butans. Es sind 2 Apparaturen vorhanden, die 4 700 und
 8 700 m³/h Hydrierungsreichgas verarbeiten sollen.

Der Freigasanlage ist eine Schwefelreinigungsapparatur
 für die H₂gase vorgeschaltet. Kohle- und Benzinreichgas
 werden getrennt behandelt. Das Ko-Reichgas wird bei 5 at
 mit Alkalilauge und Öl gewaschen und zwecks Konvertierung
 des organischen Schwefels bei 400° über Eisenoxydkontakt
 geleitet. Anschließend wird es mit dem drucklos mit Alkalid-
 lauge vorgewaschenen Bi-Reichgas vereinigt und mit Natron-
 lauge nachgewaschen. Die Alkalidreinigung dient zur Schwefel-
 reinigung der H₂gase und zur Gewinnung des ausgewaschenen
 Schwefelwasserstoffes der für die Beschwefelung der Bi-Kar-
 bor-Einspritzprodukte verwendet wird. Es werden zwei Arten
 von Alkalilauge angewendet. Die sogenannte M-Lauge zur Aus-
 waschung von CO₂ und H₂S aus dem Kohlereichgas, die Bik-Lau-
 ge zur Auswaschung und Anreicherung von H₂S aus den übr-
 igen H₂gasen. An Apparaturen sind vorhanden 2 Regenerations-
 kolonnen für M-Lauge für je 75 m³/h, 3 Regenerationskolon-
 nen für je 60 m³/h Bik-Lauge, Wascher und H₂S-Auswaschung
 aus dem Ko- und Bi-Reichgas, Arngas, Blasegas der Abwasser-
 begasung und zur H₂S-Anreicherung aus den Austreibergasen
 der Alkalid-Regeneration.

Der Alkalidwascher ist eine NH₃-Waschung vorgeschaltet. Hier-
 für wird entkalktes Wasser verwendet. NH₃-Wascher sind auf-
 gestellt für Ko-Abstreifer- und Waschl- Reichgas, Bi-Reich-
 gas, Ko- und Bi-Destillationsgas. Die Arngase werden durch
 Einspritzung von Kondensat in die Arngasleitungen gewonnen.

Die Entphenolungsanlage verwendet Trikresylphosphat als Ex-
 traktionsmittel. Sie ist für die Anarbeitung von 30 m³/h
 phenolhaltigen Abwässern gebaut. Die Abwässer werden vor der
 Extraktion durch Begasung mit CO₂ H₂S-frei gemacht und durch

POOR
 COPY

1

01248.

21

Im Parkinger sind zur Verfügung 8 000 m³ Tankraum für schwere, 11 500 m³ für leichte Zwischenprodukte, 15 000 m³ für Verkaufsprödukte innerhalb und 15 000 m³ für Verkaufsprödukte außerhalb der Werkanlage, 4 000 m³ für Rohöl. Ein Tank für 15 000 m³ Rohöl befindet sich in Bau. An flüssigen Erzeugnissen können 1 000 t eingelagert werden. Alle Tanks und Behälter sind aus luftschutstechnischen Gründen eingewalzt und mit Schweißeinrichtungen ausgestattet.

An Gasometern sind vorhanden:

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

Die in Bau befindliche DHD-Anlage ist für 200 000 Jato und die AB-Anlage für 25 000 Jato Fertigprodukte vorgesehen.

Das Kraftwerk enthält im wesentlichen 5 Hochdruckkessel für je 64 bis 66 t/h Dampfleistung bei einem Druck von 70 atü, 4 Turbogeneratoren für je 12,5 MVA, 4 weitere Kessel und 2 Turbogeneratoren sind geplant.

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

Die Kesselpeiswasserbereitung besteht aus einer Entcarbonisierungsanlage mit anschließender Permutitenthärtungsanlage.

Die Entcarbonisierung erfolgt durch Ausfällung des Ca-Bicarbonates mit Milchsäure und Amkristallisieren des gebildeten Carbonates an Nimmerstaub. Die Permutitanlage arbeitet mit einem organischen Ammoniak. 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 Zusatz von 1 g/to Na₂PO₄ und 0,5 g/to Na-Sulfit.

Die Umspannstation ist mit 3 Transformatoren mit einer Leistung von je 30 MVA (110 000/1000 Volt) ausgestattet.

Die Brunnenanlage besteht aus 30 Brunnen von je 200 bis 250 m³/h Wasserleistung. Sie sind mit Sandpumpen und Unterwassermotoren

POOR
COPY

1

ausgestattet. 40 weitere Brunnen sind im Bau.

Die Abwasserreinigung umfaßt 2 Absitzbecken für die Schrubber-Wässer der Gasfabrik, ein Absitzbecken für den Multiklonstaub der Gasfabrik, Schwelrückstände der Hydrierung und Kesselhausasche führende Spülwässer, 2 Klärbecken für das Fabrikwasser und eine Entphosphanungsanlage für die Abwässer 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 t^o pro 24 Stunden, eine Entladeeinrichtung für Fremdöle aus Kesselwagen für 60 t/h, eine Abfüllstation für Benzin und Treibgas in Kesselwagen (für 100 t/h Benzin und 30 t/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 Abfüllvorrichtung für Treibgasflaschen mit 12 Waagen für 100 t^o Treibgasabfüllung in 10 Stunden.

POOR
COPY

1

List of Important manufacturers of machines & Equipment 23
 01250

für Maschinen und Apparate.

	<u>Gasfabrik</u>	<u>gas producing unit</u>
Water gas unit Wassergasanlage		Pintsch - Berlin
Producing gas unit Schwachs gasanlage		"
Piping & steel work Bohrleitung u. Eisenkonstruktionen		Kölch - Fülzwerke, Siegen
Furnace lining Ofenmauerung		Dr. Otto, Bochum
gas scrubber Gaswascher		Koppers, Essen
gas & air blowers Gas- und Windgebläse		Theissen, München
Dust removal & cleaning Entstaubung u. Entleerung		Jäger & Co. Leipzig
Tar pumps Pumpen für Teer		Lurgi, Frankfurt
ash removal Entaschung		Weise, Söhne, Halle
conveyors Förderanlagen		Naeher, Chemnitz
Producing water gas Schwachs gas- u. Wassergas-gebläse		Pohlig, Köln-Vollstock
Fittings & cast Armaturen		Schiele, Eschborn/Taunus
gas holders Gasbehälter		Zimmermann u. Jansen, Düren
tanks Behälter		Neuman, Eschweiler
cooling towers Kühltürme		Otto Estner, Dortmund
Reddy conveyors Körderanlagen f. Staub u. Asche		Gebr. Bühler, Dresden
Conveyor belt Transportbänder		Clouth, Köln-Nippes
	<u>Kesselhaus</u>	- Boiler House
steam boilers Dampfesselanlage		Dürr A.-G., Ratingen b. D'ldorf
Boiler Feed pumps Kessels-eisepumpen		Walther, Köln-Dellbrück
" " turbines Zugehöriger Turbinenteil		Halberg, Ludwigshafen
coal conveyors Kohleförderanlage		Borsig, Berlin-Tegel
coal pulverizing Kohlemahlanlage		Maschinenfabrik, Magdeburg- Buckau
Fire brick lining Ausmauerung der Kessel		Kohlensoeidengesellschaft, K.S.G. Berlin
steam lines Dampfleitungen		Karrnberg, Düsseldorf
Boiler control Feuerungsgregler		Seiffert, Eberowalde
Temperature Wärmetechnische L. Anrichtung		Ankonia, Berlin
Flow regulator Eiseregulierungen		A.E.G., Berlin
superheated steam Eiseldampfapparaturen		V.A.G., Mannheim
Boiler feed water Spisewasservorbereitungsanlage		Anag-Hilpert, Nürnberg
Blowdown Spülentaschung		Schäffer u. Budenberg, Magdeburg
		Permutit, Berlin
		Hatery u. Eberhardt, Hohenturg b. Halle

POOR
 COPY

1

01251

24

Turbines	Turbinen	A.E.G., Berlin
water pumps	Pumpen für Wasserversorgung	Ritz u. Schweitzer, Schwebisch-Gemünd
condensate	(Vorlaufwasser)	Vogel, Wien-Stockerau
low pressure tanks	Drucklose Behälter	Feld u. Halm, Bendorf
	Conversion, Kompressoren,	
	<u>CO₂- u. CO-Reinigung</u>	
	CO ₂ + CO Purification	
methane cracking	Spaltenanlage, einschl.	Bamag, Berlin
organic sulfur removal	org. Schwefelreinigung	Kühle, Kopp u. Kausch
Exhaust gas blowers	Rauchgasgebläse	Frankenthal
oil blowers	Windgebläse	Schielo, Eschborn i. Ta.
Boilers	Kesselanlage	Oschatz, Merano i. S.
Boiler feed units - pumps	Kesselspeiseanlage (Pumpen)	K.S.B. Frankenthal
CO ₂ compressor	CO ₂ -Verdichter 0,4 atü	G. Enke & Co. Schkeuditz
0,4 atü		Balcke, Frankenthal
Combustion unit for N ₂ production	Verbrennungsanlage für Stickstoffherstellung	Bamag, Berlin
N ₂ compressors	N ₂ -Verdichter	Maschinenfabrik Sürth
conversion	Konvertierung	Bamag, Berlin
Pump units	Pumpenanlage	Thor Amag-Hilpert jetzt J.B. Frankenthal
water gas blowers	Wassergasgebläse	G. Enke & Co., Schkeuditz
Heating " "	Heizgasgebläse	dto.
" " "	" Bau 144	"
" " "	" " 38	"
Compressors (Boilers)	Kompressoren	G. Enke & Co. Schkeuditz
	Einheitsverdichter	I. Jäger, Chemnitz
CO ₂ pumps	Waschanlage CO ₂ -Reinigung	Halberg A.-G. Ludwigschafen
Pump units	Pumpenanlage	Ehrhard u. Schmar, Saarbrücken
Pelton turbines	Pelton-turbinen	Domag, Ludwigschafen
CO Purifier	CO-Waschanlage	Gutehoffnungshütte, Sterkrade
Press pumps	Presspumpen	Halberg A.-G. Ludwigschafen
		Escher Wyss, Ravensburg
		Preß- u. Walzwerk, Reicholz
		Gutehoffnungshütte vorm. Haniel u. Lueg, Düsseldorf
Expansion engine	Entspannungsmaschinen	Louna-Werk, Merseburg
Vacuum pump	Vakuum-pumpen	K.S.B. Frankenthal
Tanks	Behälteranlage	Wilhelmshütte, Spratt u.

POOR COPY

1

01252

257

cooling unit	Kühleranlage	Mansfelder Maschinenfabrik, Mansfeld
Booster	Nachschaltverdichter	ESlinger Maschinenfabrik, Esslingen Demag, Duisburg
Oil Purification equipment	Reinigungsseparatoren	Bergedorfer Eisenwerke, Bergedorf b. Hamburg
<i>Hydrogenation - High Pressure</i> <u>Hydr. Hochdruck</u>		
Coal reactors	Kohleöfen u. Wascher 700 atü	Friedr. Krupp, Essen
"	Kohleöfen 700 atü	D.H.H.V. Dortmund-Hörde
gasoline " 325 atü	Benzinöfen 325 atü	D.H.H.V. " "
Regenerators 700 & 325 atm	Regeneratoren 700 u. 325 atü	Friedr. Krupp, Essen D.H.H.V. Dortmund-Hörde Bochumer Verein, Bochum Preß- u. Walzwerk, Reisholz
Heat removers	Heißabscheider 700 atü	D.H.H.V. Dortmund-Hörde
Product collectors	Produktabstreifer 325 u. 700 atü u. sonstige Abstreifer u. Pufferflaschen	Bochumer Verein, Bochum Preß- u. Walzwerk, Reisholz Deutsches Röhrenwerk, Düsseldorf
Surge tanks	Vorheizerkonstruktion	Eisenwerke, Kaiserslautern
Precipitator construction	Maßnahmen 700 atü	I.G. Ludwigshafen, Leuna
Heat exchangers	325 " 325 "	dto.
Exchangers	Reg. Daniel	Leuna-Werke Hydrierwerke, Pölitz Chemische Werke, Hülse
apparatus	Apparatebau	I.G. Ludwigshafen
Circulating fans	Umlagegebläse	Schiele, Escheborn i.T.
gas cooler 700 atm	Gaskühler 700 atü	I.G. Ludwigshafen
air coolers	Luftkühler	dto.
mud coolers	Abschleppkühler	"
gas cooler 325 atm	Gaskühler 325 atü	Deutsche Röhrenwerke, Düsseldorf
Reactor crane	Reaktorkrane	Demag, Duisburg
High Pressure furnaces	Hochdrucköfen 700 atü	I.G. Ludwigshafen
High Pressure piping	Hochdruckleitungen	dto.
		dto.
		Rheinmetall-Borsig, Düsseldorf
		Rohrtahl, Witten
		Marichardt, Hattin, Gerth. Wülking
		Hannemann, Düsseldorf, Remscheid
		Deutsche Röhrenwerke, Düsseldorf
Tool wagons	Montagewagen	Pusch Waggon, Heidelberg
Electric melter	Elektroverhölser	I.G. Ludwigshafen
Electric transformer	Strom-Transformator	Koch und Sterzel, Dresden
" equipment	Apparate-Unterstütze	Ges.f. Elektroschweißung, Dortmund

POOR COPY

1

Hard steel nozzles	Hartstahl-Düsen	Wallram, Essen
Electric controls for valves	Elektroantriebe f. Ventile	A.E.G. Berlin
De-pressure vessels 50+100 atm	Zwischenanspannungsgefäße 50 und 100 atü	Pintsch, Berlin D.R.W. Düsseldorf Mitteldeutsche Stahlwerke Riesa
Repair of tubes bundles	Reparaturen von Rohr-Bündel	Chemische Werke, Hülse Leuna-Werke Leuna-Werke
Hammer tubes - 700 atm " " " " - 325 "	Hammereln 700 atü " " " " 325 "	I.G. Ludwigshafen
Paste + presses	Drei- und Spülpressen	EMAG vorm. Schwartzkopff, Esslinger Maschinenfabrik Wumag, GÖrlitz
5 gas circulating pumps " " " " 300 atm	5 Gaslaufpumpen 700 atü Gaslaufpumpen 300 atü	Halberg A.-G. Ludwigshafen EMAG vorm. Schwartzkopff Berlin
Middle oil injection 350+700 atm	Mitteldruckspritzpumpen 350 atü u. 700 atü	Balcke, Frankenthal
High pressure circulating Expansion engine	Hochdruckkreiselpumpen 60 atü Entspannungsmaschinen	Halberg A.-G., Ludwigshafen Leuna-Werke
<u>Hydrogenation - low pressure</u> <u>Hydr. Niederdruck</u>		
Discharge units	Entlastetren	Gebr. Bühler, Dresden Maschinenfabrik Buckau, Gebr. Bühler, Dresden
Conveyer units	Förderanlagen	
mill units (sieve rolls, + conveyor mill)	Malaystene (Siebe, Walsenmühle u. Konzentrationmühlen)	Krupp, Grusonwerke, Magdeburg
Automatic balances	Automatische Waagen (Hillberg)	Schenk & Co. Darmstadt
agitator vessel	Rührbehälter	W. Dehmon, Eschweiler
Pf. met pumps	Produktpumpen	K.S. Eddonso, Ose erleben
mill centrifuges	Schlammselektier	Borgedorfer Eisenwerke, Borgedorf
Wide - nozzles (w. Diamant)	Stahl-Düsen Schabar	Krupp, Essen Deutsche Edelmetallewerke, Krofeld
Sand separator	Entsandungsbehälter	Eisenwerke, Kaiserlautern
Duty oil centrifuge	Schmutzölschleuder	I. Haubold, Chemnitz
circulating pumps	Kreiselpumpen	Hesse, Chemnitz u. Weise, Sühne, Halle
Screw conveyer "conveyer chanes"	Schneckenföhrer Schneckenkran	Uhle, Leuna Peninger Maschinenfabrik und Liebig, Leipzig

POOR COPY 1

01254 27

<p><i>Other</i></p> <p>1 Cranes conveyors Rotating furnace Furnace lining Rolling gears Burners Refractors & steam superheaters Crane units Residue pumps Other cranes Circulating & fresh gas blowers</p>	<p>Austragvorrichtungen Transportband Drehöfen Ofenmauerung Gegriebe Brenner Vorheizer u. Dampfüber- hitzer Krananlage Rückstandspumpen Austragvorrichtungen Wälgasgebläse u. Frisch- gasgebläse</p>	<p>Steddenhagen, Offenbach Gehr. Wühr, Unterkochen/Wttbg. Krupp, Grusonwerk, Magdeburg Tonwerk, Biebrich-Wiesbaden Friedr. Krupp, Essen Wistra G.m.b.H. Walther, Köln-Dellbrück W. Fiebig, Waldenburg/Schl. I.H. Nüher, Chemnitz E. Hölcher, Recklinghausen Kleinschanzlin & Becker, Frankenthal</p>
--	---	--

Distillation
Destillation

<p>Distillation units A1, A2, A3 " " B1, B2, B3 " " B4 Stabilizers 1+2 Hot oil pumps up to 40 Water pumps Pumps for cold products A3 column Tanks 1000, 2000, 3000 m³ Tank 500 cu. meters Centrifugal blowers Power gas storage tanks " " scales Weighing lorry Other lorries</p>	<p>Destillation A1, A2, A3 " " B1, B2, B3 " " B4 Stabilisierung u. 2 Wälzpumpen bis 40 atü Vaccorpumpen Pumpen f. kalte Produkte A3-Kolonne Tanks 1000, 2000, 3000 m³ Tank 500 m³ Wälgasgebläse Freigaslagerbehälter Freigaswaagen Wägen Wagen Fahrwerkswagen</p>	<p>Uhde, Dortmund dto. Maschinenfabrik Brunn, Köln Lurgi, Frankenthal/M. K.S.B. Frankenthal Hesso, Chemnitz Weise, Sühne, Halle Gansler, Düren Mank & Schmitz, Köln Dingler-Werke, Zweibrücken Schielo, Eschborn, i. Ta. Bamag, Bayenthal G.m.b.H. Sterkrade Dopp, Berlin Schmidt, Düsseldorf Schmidt, Düsseldorf</p>
--	---	---

Bygasverarbeitung und
Phenolwasserreinigung

<p>Alkalidanlage Hot & cold caustic cell scrubber Organic sulfur pump sodium hydroxide caustic pumps</p>	<p>Alkalidanlage Heiß- u. Kaltlage-Pumpen Ultrasche Org. Schwefelreinigung Katalysatorwasche Langpumpen</p>	<p>Dr. Otto, Bochum Anag-Hilpert, Nürnberg Bamag, Berlin dto. dto. Anag-Hilpert, Nürnberg</p>
--	---	---

POOR COPY 1

01255

28

<i>C3-C4 unit pumps</i>	Treibgasanlage	Uhde, Leuna
<i>compressors</i>	Treibgaspumpen	K.S.B. Frankenthal
<i>Drives</i>	Treibgaskompressoren	Maschinenfabrik Sürth., Sürth
	Getriebe	Westdeutsche Getriebebaugesellschaft (Ges.existiert nicht mehr)
<i>Carbon Rich gas cooling unit</i>	Ko-Reichgas-Kompressoren	Maschinenfabrik, Sürth
<i>Drives cooling compressors</i>	Kälteanlage	Rheinkälte, Düsseldorf
<i>gas drive rich gas</i>	Getriebe u.Kältekompressoren	Tacke, Rheine Westf.
<i>ice-cy gas holders</i>	Bi-Reichgasgebläse	Westdeutsche Getriebebauges.
	Treibgasbehälter	G. Tacke, Schkeuditz, Leipzig
<i>Phenol removing unit</i>	Entphenolungsanlage	Opbergen, Neuss
<i>gear pumps</i>	Zahnradpumpen	Gutehoffnungshütte, Sterkrade
<i>vacuum pumps</i>	Vakuummaschinen	Dr. Otto, Bochum
<i>oil separators</i>	Ölabscheider	Heidig, Mannheim
<i>Packed towers</i>	Vakuum, Ste- u. Rieseltürme	K.S.B. Frankenthal
<i>Dirty water pumps</i>	Schmutzwasserpumpen	Schumann, Leipzig
		Dinglerwerke, Zweibrücken
<i>water tanks</i>	Wassertanks	K.S.B. Frankenthal
		Weico, Sühno, Halle
		Amag-Hilpert, Nürnberg
		Dinglerwerke, Zweibrücken
		Klösch-Pülsorwerke, Siegen

POOR COPY

1

01256

29

	1991	1992	1993
	Jan Feb Mar Apr May Jun Jul Aug Sep Oct Nov Dec	Jan Feb Mar Apr May Jun Jul Aug Sep Oct Nov Dec	Jan Feb Mar Apr May Jun Jul Aug Sep Oct Nov Dec
Asset			
Liabilities			
Equity			
Income			
Expenses			
Net Income			
Retained Earnings			
Dividends			
Depreciation			
Amortization			
Provisions			
Other			
Total			

POOR
COPY

1

01257

30

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 Hochruckkammern, 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 Abwasserzubereitung 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 zurückzulegen mußte.

POOR
COPY

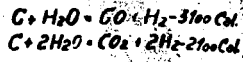
1

01258

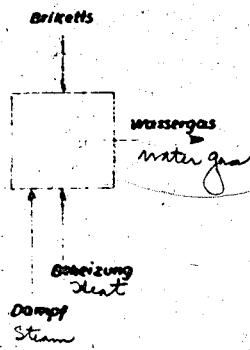
3/

Pintsch-Hillebrand-Anlage.

System

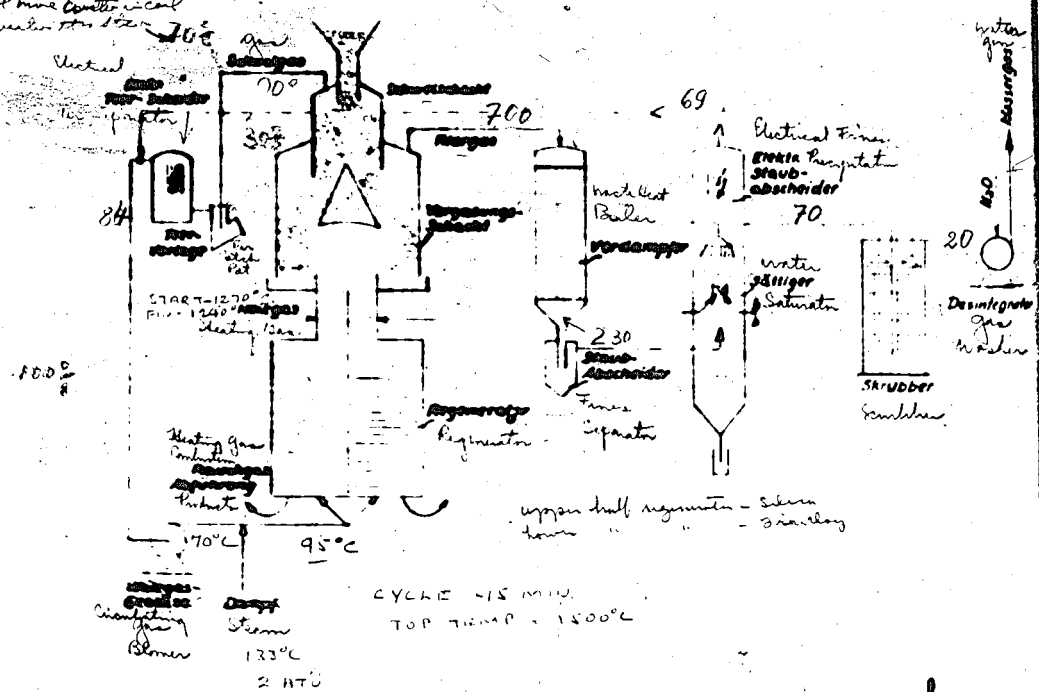


Prinzip



Apparat - Schema

The more conventional as given in the sketch



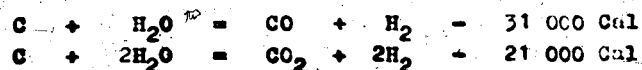
POOR COPY

1

Pintsch-Hillebrand-Wassergasanlage.

Beschreibung des Verfahrens.

In den Pi-Hi-Generatoren wird aus dem Kohlenstoff der Braunkohlebriketts und Wasserdaupf 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 Schwelsschichten und periodisch arbeitender Vorheizer für das Wassergas-Dampfgemisch.

Man erkennt die Arbeitsweise eines Generators am besten, wenn man den Wülgasstrom verfolgt. Das Wülgas ist ein Gemisch von Schwelgas und Klürgas aus der eigenen Produktion mit Wasserdaupf. Es wird durch ein Gebläse in den Wärmespeicher geführt, dort auf etwa $1\,300^\circ$ ^{erhitzt} und in den Vergasungsschicht geleitet.

Der Wärmespeicher ist mit feuerfestem Material ^{ausgestrichelt} und in 2 Hälften unterteilt, die wechselweise durch direkte Beheizung mit Schwelgas erhitzt und zur Wärmeabgabe mit Dampf beschickt werden. In den heißen Verbindungen zwischen dem Wärmespeicher und dem Generatorschacht sind Absperrorgane vorzusehen. Die Regulier- und Umstellventile für das Wülgas, 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 Wülgasstrom zu vermeiden, werden die Heizgas- und Rauchgasschieber so eingestellt, daß umgekehrt eine kleine Wülgasmenge in das Rauchgas übertritt.

Das Wülgas gibt im Generatorschacht seine fühlbare Wärme für die Umsetzung von mitgeführtem Dampf mit den heißen Briketts zu Wassergas ab. Das den Vergasungsschicht mit etwa 700° ^{erhitzte} Wassergas-

POOR
COPY

1

gemisch wird 2-fach ^{abwärts} 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 -Saugpunktes, d. i. über 90° , liegt. Das Gas wird in einem elektrischen Teerscheider entteert und nach dem Zusatz von Klargas des Wälgasgebläse erneut zugeführt. Der andere den Vergasungsschacht verlassende Teilstrom wird über einen Abhitzeessel, einen Staubabscheider und einen mit Weichwasser besprühten Turm geführt, in dem er unter H_2O -Dampfättigung auf etwa 70° abgekühlt wird und anschließend wieder in 2 Ströme unterteilt. Ein Teil geht über einen elektrischen Staubabscheider ins Wälgas, der andere Teil ist das Produktionsgas. Es wird in einem wasserberieselten Strubber weitgehend entstaubt und auf 20° abgekühlt, 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 Vollerleistung erreicht werden. Da der Produktionsengpaß des Werkes meist bei der Gasherstellung liegt, mußte versucht werden, die Leistung der Gasfabrikationsbetriebe zu steigern.

POOR
COPY

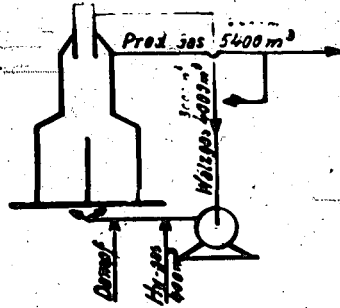
1

01261

34

Spaltung von H_2 -Abgas in den Vorheizern der Generatoren.

folgt
Resultat Gas
Produktions- u. Wälzgasmenngen
Wälzgas
 bei normalen Betrieb
 Wälz bei Zusatz von H_2 -gas.



Die Leistung eines Generators wird durch die Gärdeichte und die Porosität seiner Brikettfüllung bestimmt. Bei guter Standfestigkeit der Briketts können $4\ 000\ m^3/h$ Wälzgas und $3\ 500\ kg/h$ Dampf in einen Generatorschacht eingeführt werden. Hieraus entstehen $9\ 400\ m^3/h$ Gas (Klargas und Schmelzgas), von dem $5\ 400\ m^3$ als Irongas abgezogen und $4\ 000\ m^3$ als Wälzgas zurückgeführt werden. Letzteres wird dem Wälzgasstrom vor seinem Eintritt in den Vorheizer zugeführt, so wird dieses unter Volumenvermehrung im Vorheizer gespalten. Beispielsweise $400\ m^3$ H_2 -gas ergeben $1\ 000\ m^3$ Spaltgas. Das Spaltgas wird gemeinsam mit dem dem Vorheizer 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 $3\ 000\ m^3/h$ erniedrigen. Da die Gasabgabe des Generators bei unverändert gebliebener Schachtbelastung nach wie vor $9\ 400\ m^3/h$ beträgt, können statt $5\ 400\ m^3$ jetzt $6\ 400\ m^3/h$ Produktionsgas abgezweigt werden.

Die Bedingungen für die Spaltung sind im Vorheizer 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 Vorheizer zugesetzt wird. Selbstverständlich muß die für den Spaltprozess erforderliche Wärme durch Mehrbeheizung des Vorheizers aufgebracht und der Umsetzungsdampf für die Spaltreaktion zugesetzt werden.

POOR
COPY

1

Theoretisch ist es 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 Vorheizer begrenzt. Nach den bisherigen Versuchen scheint die in vorangegangenen Beispiel angeführte Mehrerzeugung von $1\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ je Generator den erreichbaren Höchstwert darzustellen. Mithin kann die Leistung der gesamten Pi-Hi-Anlage um rund $10\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ gesteigert werden.

Schwierigkeiten und Gegenmaßnahmen.

Von betrieblichen Schwierigkeiten sind in erster Linie die durch unzureichender Brikkettbeschaffenheit verursachten Produktionsausfälle zu nennen. Die Einstellung der richtigen Brikkettqualität führte immer schnell zu normalen Betriebsverhältnissen.

Eine große Anzahl von Störungen trat in Verbindung mit der Feergewinnung auf. Die Störungen waren größtenteils auf unzureichende apparative Einrichtungen zurückzuführen und wurden durch Ergänzungen der Apparatur weitgehend beseitigt. In dem zunächst mit Fabrikwasser betriebenen Sättigern der Generatoren trat starke CaCO_3 -Abscheidung auf. Sie wurde einerseits durch den NH_3 -Gehalt des Wassergases, andererseits durch den Kalkgehalt des als Berieselungswasser verwendeten Fabrikwasser hervorgerufen und ging mit der Verwendung von permittenthärtetem Weichwasser anstelle des Fabrikwassers gut auf ein erträgliches Maß zurück.

Im Anschluß an einen in der Schwachgasfabrik entstandenen Pfliegerschaden wurde Wassergas als Heizgas für die Generatoren verwendet. Um die Vorheizer 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 Generatoren nur mit $60\ \%$ der Vollerleistung belastet. Die Fahrweise ließ sich störungsfrei durchführen und verdient für spätere Störungsfälle festgehalten zu werden.

POOR
COPY

1

WAS WASSERGASERZEUGUNG

Operating Data of Generator - Fuel Capacity
Betriebsdaten eines vollbelasteten Generators:

figure required Brikettverbrauch - in reiner 3 000 kg/h
 steam required Dampfverbrauch 200 kg/h
 davon 60 % Zusatzdampf ⁴ 200 kg/h
 40 % durch Sättigung des Wälzgasen zugegeben
 from saturation of circulating gas
 Fuel gas req'd Heizgasverbrauch 4,4 Mil. W.E./h = 3000 nm³/h (H₂ 1460 W.E.)
 Produktionsgas Gas produced 5400 nm³/h
 circulating gas Wälzgas 4000 nm³/h
 of which davon 70 - 90 % Schwelgas ¹ 4000 nm³/h
 30 - 10 % Klargas ¹ 4000 nm³/h

Temperaturen Temperature

circ. gas before heat accumulator Wälzgas vor Wärmespeicher 70° C
 " " after " Wälzgas hinter Wärmespeicher 1300°
 Dist. gas leaving chamber Klargasaustritt aus Schacht 700°
 " " " " " Klargas hinter Abtitzkessel 230°
 " " " " " Klargas hinter Sättiger 70°
 Preheater gas leaving preheater Schwelgas a. Ausgang d. Schwel-
 schachtes 90°

Analysis of Distilled + Preheater Gas
Analyse des Klargases u. Schwelgases

	CO ₂	schwere K.W.	CO	H ₂	CH ₄	H ₂ N ₂
Distilled gas -> Klargas	14 %		28 %	56 %	1 %	1 %
Preheater gas -> Schwelgas	17,5 %	0,8 %	26 %	48 %	6,5 %	1,2 %

Dust content in water gas Staubgehalt des Wassergases: 1 - 2 mg/nm³
 carbon content in ash C-Gehalt der ausgetragenen Asche 40 - 50 %

Operating Results Betriebsergebnisse

	1943	1944
Water gas production by means of increased generator capacity -> Wassergaserzeugung	48 600 nm ³ /h	52 000 nm ³ /h
mittl. Generatorenleistung	4 950 nm ³ /h	5 100 nm ³ /h

Bezugszahlen unit quantities

	1943	1944
Water gas production/Bricketts Wassergaserzeugung/Brickett	1,938 nm ³ /kg	1,900 nm ³ /kg
Heating gas req'd/water gas Schwachgasbedarf/Wassergas	828 WE/nm ³	825 WE/nm ³
Tar recovery /Brikett 4,8 % Feergewinnung	4,8 %	4,9 %
outside steam/water gas -> Fremddampfverbrauch/Wassergas	0,126 kg/nm ³	0,125 kg/nm ³
CO + H ₂ in water gas -> CO + H ₂ in Wassergas	87,5 %	84 %

POOR COPY

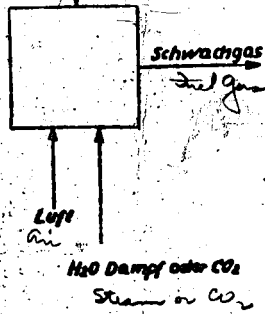
1

Heizgas-Anlage

Reinstein & Fein gas
Briketts

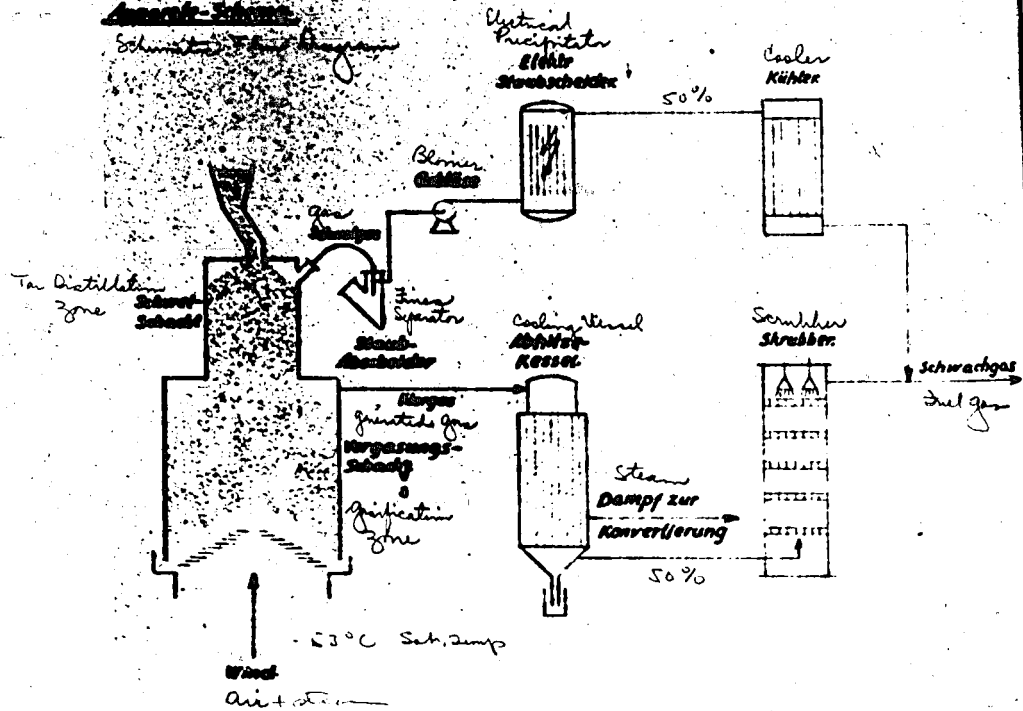
$C + O = CO = 28000 \text{ Cal}$
 $C + O_2 = CO_2 = 91000 \text{ Cal}$
 $C + H_2O = CO + H_2 = 31000 \text{ Cal}$
 $C + CO_2 = 2CO = 41000 \text{ Cal}$

Prinzip
Prinzip:



Auswert-Schema

Schematische Darstellung



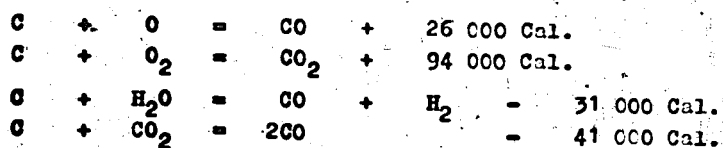
POOR COPY

Schwachgasanlage

Beschreibung des Verfahrens

In den Schwachgasgeneratoren werden Braunkohlebriketts unter Einblasen von Luft unvollständig zu einem Gemisch von CO_2 und CO verbrannt. Die positive Wärmetönung dieser Reaktionen wird zur zusätzlichen Umsetzung von Wasserdampf oder CO_2 mit Kohlenstoff zu Wassergas oder CO ausgenützt.

Die Umsetzungen erfolgen nach folgenden Gleichungen:



So fällt als Produktionsgas ein Gemisch von CO_2 , CO , H_2 und H_2 mit einem H_u 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 vereinigt 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 CO_2 beladen, daß sich eine gewollte Abgangstemperatur des Klargases einstellt. Sie beträgt bei Verwendung

von H_2O -Dampf etwa 750°
von CO_2 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-

POOR
COPY

1

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 Werkplanung klein ausgelegt. In der Anfahrzeit sollten dem Heizgas Propan und Butan aus dem H_2 -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 Generatorschichten. Hervorgerufen wurde er durch Verkrustung und Verschlammung der im Unterteil der Schicht befindlichen Asche, die durch mit dem Blaswind aus den Sättigern mitgeführte Wassertröpfchen verursacht wurde.

Die Verwendung von Kohlensäure anstelle der H_2O -Dampfzuführung 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 Aufwärmung des Blaswindes zu benutzen, sondern für andere Zwecke zu gewinnen. Es stellte sich bald heraus, daß mit der Einführung der Kohlensäure die Verkrustung der ausgehenden Asche fortfiel und der Widerstand in den Generatorschichten abnahm, sodass diese erheblich stärker belastet werden konnten.

Durch den CO_2 -Zusatz änderte sich die Zusammensetzung

POOR
COPY

1

~~Die Schwachgasmenge kann durch einen Zusatz von~~ ^{schwere} ~~gasen~~ ^{gasen}.

Analyse des Heizgases	CO ₂	HN	CO	H ₂	CH ₄	H ₂	H _u
bei H ₂ O-Dampfsättigung des Windes:	4,4	0,3	31,3	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. i. 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 freibstoffproduktion ausgenutzt werden. Die so erzielbare Produktionssteigerung beträgt 20 000 Tonne Flugbenzin auf der Basis Braunkohle oder 35 000 Tonne Flugbenzin auf der Basis Öl.

Der in Abhitzeesseln 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 Wärmehausbeute 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 H₂O-Dampf Sättigung 2,40 nm³ Schwachgas
bei Verwendung von CO₂ 2,55 nm³ "

Die Brikettersparnis beträgt bei 60 000 nm³/h Gasproduktion 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-

POOR
COPY

1

01268

41

fabrik abgegebenen Schwachgasanteil ausgenutzt werden kann.

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

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

Verschleiß der Tauchschrürzen der Generatoren.

Die Tauchschrürzen der Schwachgasgeneratoren unterliegen einem starken Verschleiß. Nach etwa 2-jähriger Betriebszeit mußten einige Schrürzen 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 Fe₂O₃ 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 Ascheaustragtemperaturen an eine Vergütung des Schrürzenmaterials gedacht. Diese kann durch die sogenannte Isotierung - d.h. eine Härtung des Eisens durch Erhitzen auf 900° und Abschrecken mit nachfolgenden nochmaligen Anlassen auf etwa 550° und langsamen Erkaltenlassen - erfolgen.

POOR
COPY

1

01269

42

<u>Durchsätze</u>	<u>1943</u>	<u>1944</u>
Schwachgaszeugung	48 100 nm ³ /h	60 000 nm ³ /h
mittl. Generatorenleistung	2 815	3 600
<u>Bemesszahlen</u>		
Schwachgas/Brikett	2 480 nm ³ /to	2 580 nm ³ /to
Feer /Brikett	4,8 %	4,8 %
H ₂ des Heizgases	1 444 WE/nm ³	1 430 WE nm ³

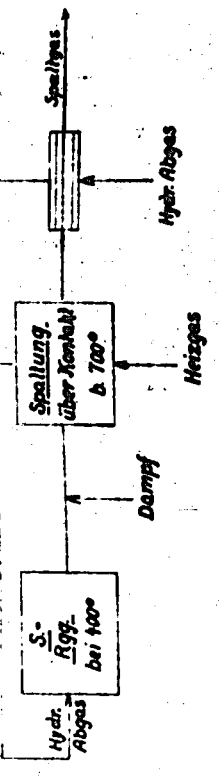
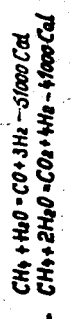
Heizgas gesättigt 2,4 nm³ /kg Brikett
 15°C - 735 mm Hg

Wassergas 2,04 nm³ /kg Brikett
 Sättigung - 15°C

POOR
 COPY

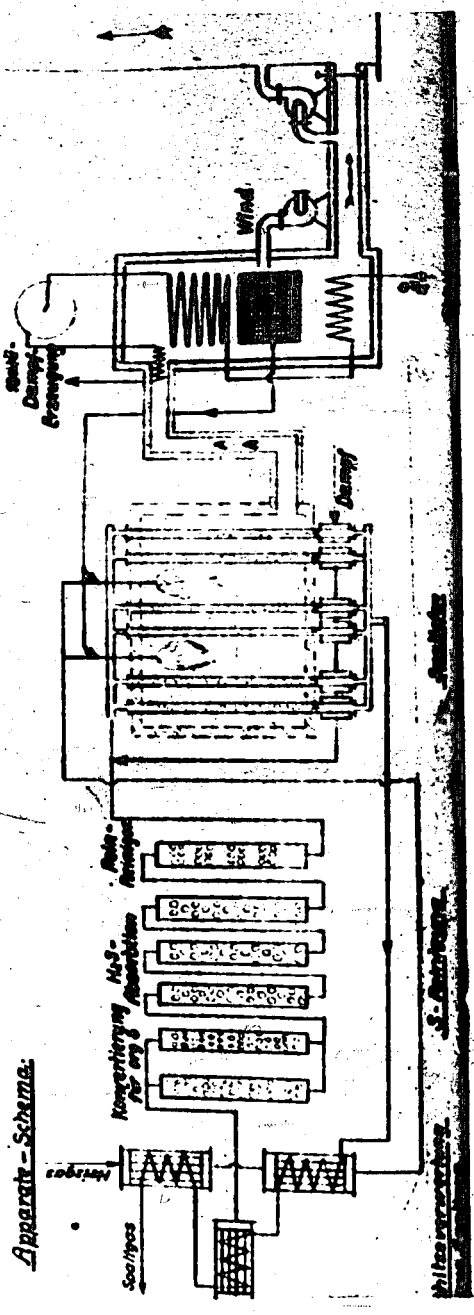
1

Hygas Spaltung



Prinzip

Apparate-Schema



01270 43

POOR COPY

1

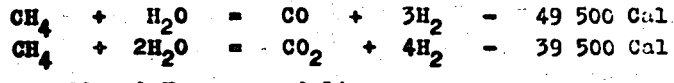
01271

44

О П А Т Е Н Т

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° hochgeheißt, 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

POOR
COPY

1

700 °C wird durch Ausdehnung 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 H_2 - und Heizgas zur Konvertierung geführt, wo sein Restdampfgehalt zur Umsetzung von CO zu H_2 ausgenützt wird.

Die Schwefelreinigung des H_2 gases.

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/m^3 nicht übersteigen.

Die in unserer Spaltanlage verwandten Hydrierungsabgase enthalten 50 - 100 mg/m^3 H_2S und etwa 50 mg/m^3 organischen Schwefel. Die von der Baumg gelieferte S-Reinigungsapparatur, bestehend aus mit Fe_2O_3 -Kontakt beschickten Konvertierungsgefäßen für den organischen Schwefel und nachgeschalteten H_2S -Reinigern mit ZnO als Absorbens genügte nicht. Die H_2S -Adsorption war ausreichend, die Konvertierung des organischen Schwefels nicht. Es konnte nur eine Endreinheit von 10 - 20 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 benützte Ni-Kontakt scheint bei anschließender Verkohlung 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.

POOR
COPY

1

01273

46

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 Abschlämmung verbundenen Wärmeverlust herabzumindern, wurde entlößtes 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 Kondensates, 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 Kondensates. Später soll die aggressive CO₂ schon im Kraftwerk, wahrscheinlich durch Zugabe von NH₃ gebunden werden, um eine Verunreinigung des Kondensates durch Korrosion im Leitungsnetz auszuschliessen. Als weitere Vorsichtsmaßnahme soll das ankommende Kondensat in der Spaltanlage filtriert werden.

Mit der Verwendung des Kondensates konnte die Entschlammung der Kessel von 50 % auf 2 % erniedrigt 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 150 g/n³ 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

POOR
COPY

1

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 in Wassergas	CO + H ₂ im Spaltgas
Einsatzkosten incl. Energien	16,15 RM/1000 nm ³	21,74 RM/1000nm ³
Gutschriften für Hobenausbeuten	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	2 000 nm ³ /h
<u>Berückschl.</u>		
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 in Spaltgas	2,7 %	1,5 %

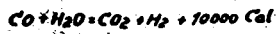
POOR
COPY

1

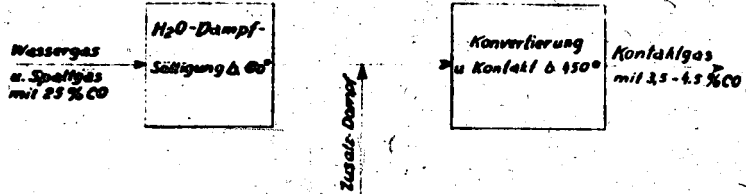
01275

48

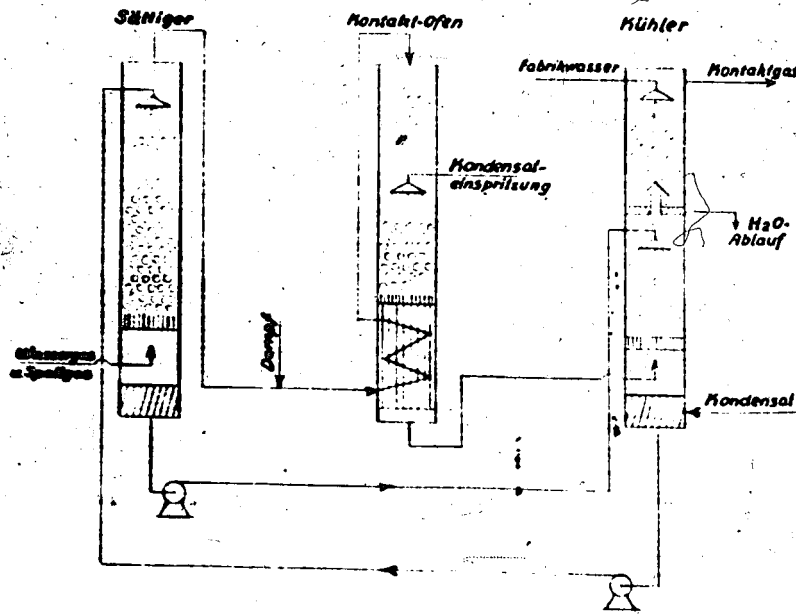
Konvertierung.



Prinzip



Apparate-Schema



POOR
COPY

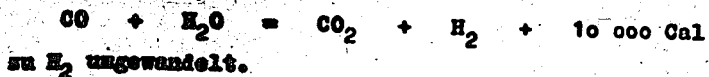
1

01276

49

Konvertierung

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



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 Auf sättigung des Eingangsgases, teils direkt zugegeben. Außerdem wird eine kleine Kondensatmenge, die gleichzeitig zur Temperatureinstellung dient, in den Kontakt eingespritzt.

Die Auf sättigung 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 Auf sättigung 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 CO + H₂O \rightleftharpoons CO₂ + H₂-Gleichgewichtes ein geringerer H₂O-Dampfüberschuß erforderlich. Die Temperatur unserer Kontaktsysteme liegt um 420°.

Engpaß 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-

POOR
COPY

1

^{zur Überwindung} dieser Engpässe soll das Spaltgas, das ^{früher} bisherem 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 ^{unter Umgehung} die mit Wassergas befahrenen Öfen können durch die Entlastung der Sättiger-Apparatur stärker belastet werden.

Insgesamt kann durch die Getrenntschaltung 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 ^{equipped} beschickten Öfen bei einer CO-Umsatzung von nur 12 % autotherm 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,

POOR
COPY

1

C1278

51

apparatur.

Zur Überwindung dieser Engpässe soll das Spaltgas, das bisherem 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 Getrenntschaltung 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-Umsatzung von nur 12 % autotherm laufen.

Das Fehlen der Schwefelreinigungsapparatur.

Angrund des geringen S-Gehaltes der zur Wassergasherstellung verwendeten 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 ($300 \text{ mg H}_2\text{S}$ 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 un- ändert sich der S-Gehalt mit jeder Verschiebung des Spaltgas-Wassergasverhältnisses,

POOR
COPY

1

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.

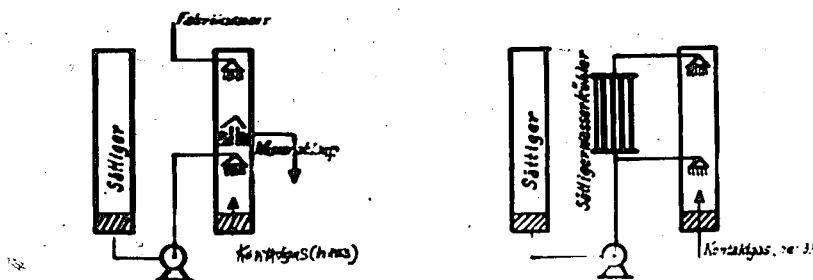
Die vorgeschriebenen Reinheitsbedingungen wurden bei uns immer innegehalten. Trotzdem zeigte sich bei einem nach dreijähriger Betriebszeit vorgenommenen Ausbau eines Kontaktsystems eine erhebliche Verschmutzung der obersten Kontaktschicht.

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 H_2O -Unterschuß vermieden und außerdem eine höhere Auf-sättigung des Gases erreicht werden.

normale Schaltung

Schaltung nach Einbau des Kühlers



POOR
COPY

1

01280

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 Kühlerteil über und führt entsprechend seiner H₂O-Dampfsättigung Kondensat mit. Dieses wird im oberen Kühlerteil mit kaltem Fabrikwasser niedergeschlagen und geht mit dem Wasserablauf verloren.

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

Diese Schaltung wurde mit einem vorübergehend zur Verfügung 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.

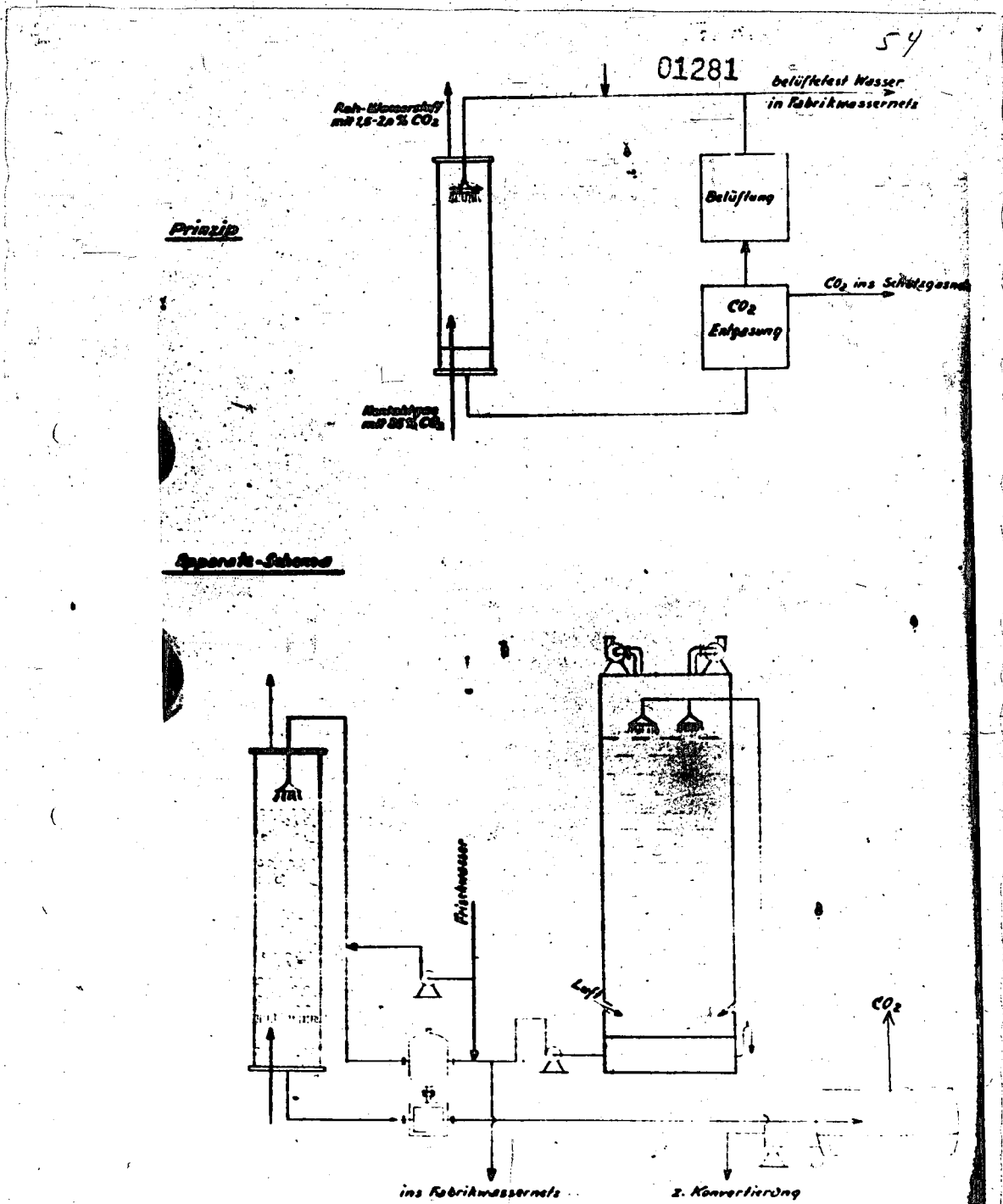
Wenn man einen Teil des Kreislaufwassers zum unteren Kühlerteil abzweigte, ließ sich eine um 2° höhere Sättigertemperatur (81° statt 79°) einstellen, die bei stärkerer Auf-sättigung des Gases zu einer Einsparung von direktem Dampf führte.

Die wichtigsten Betriebsergebnisse.

Kontaktgaserzeugung	103 300 nm ³ /h	20 000 nm ³ /h
Mittl. Kontaktofenbelastung (Einangsgas)	7 000 nm ³ /h	7 200 nm ³ /h
<u>Bezugszahlen</u>		
CO im Eingangsgas	24,9 %	26,4 %
CO im Kontaktgas	4,1 %	4,4 %
Kontaktgas/Eingangsgas	1,202 m ³ /m ³	1,205 m ³ /m ³
Dampfzusatz n. Kontaktgas	0,187 kg nm ³	0,220 kg nm ³
Dampf im Spaltgas	0,118 " " gas	0,100 " "
verdampftes Sättigerwasser	0,274 " "	0,250 " "
Einspritz-Kondensat	0,05 " "	0,020 " "
	0,594 kg/nm ³	0,590 kg/nm ³
		Kont.gas

POOR
COPY

1



POOR
COPY

1

01282.

55

CO₂-Reinigung

In der CO₂-Reinigung wird die im Kontaktgas enthaltene Kohlensäure 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 enthaltene 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 Waschwassermenge 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-Gehalt 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 300 mg/m³.

Das entspannte Waschwasser wird durch Belüften von dem restlichen 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 Rohwasserstoff. Der O₂-Gehalt des Rohwasserstoffes stellt in der Kupferlange 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.

POOR
COPY

1

: 01283

56

Kapazität der CO₂-Reinigung.

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

Die Spülung der Wascher mit Cl-haltigen Wasser.

Für die Einhaltung der Vollproduktion des Werkes war unermesslich, 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-Einleitung ^{gepumpt} umgepumpt. Die Cl-Zugabe erfolgt etwa 2-stündlich ^{stöße} stöße. 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 ^{Teufeln} bei unveränderter Auswaschung eine um etwa 15 % höhere Belastbarkeit.

gelegt

POOR COPY

1

01284

57

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 H ₂ O gelöst	23 600 nm ³ /h	26 000 nm ³ /h
	5 400	6 000
CO ₂ in Kontaktgas	27,4 %	26,8 %
CO ₂ in 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 (Frishwasser)	55 %	55 %
(Kreislaufwasser)	45 %	45 %
Wasserverbrauch/100 nm ³ Kontaktgas	44 m ³	42 m ³
Wassertemperatur	9° - 13°	8,5° - 15°

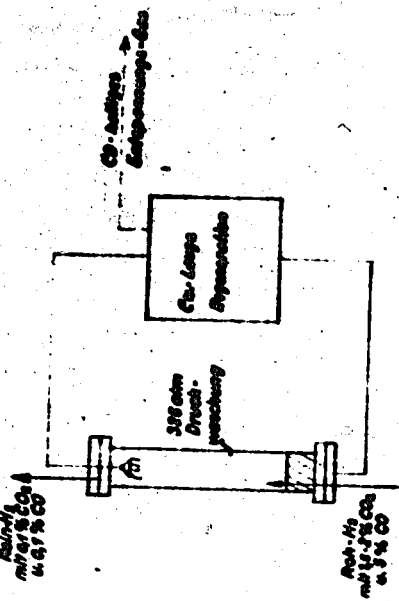
POOR
COPY

1

01285

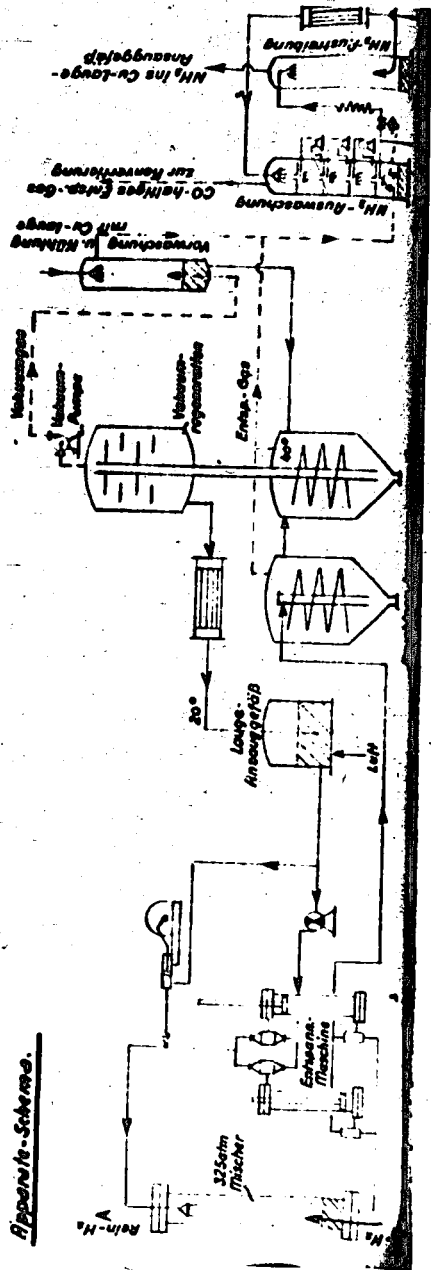
58

Schematische Darstellung der CO-Reinigung.



Prinzip.

Apparate-Schema.



POOR COPY

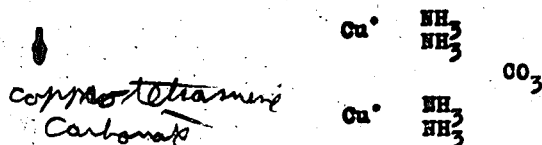
1

CO

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 atmosphärischen Druck und Unterdruk 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 ausgenützt.

Die Kupferlauge.

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



Je pro 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 Ammonbikarbonat ausfällt, darf nur soviel NH₃ zugesetzt werden, daß die Löslichkeitsgrenze von Ammonbikarbonat 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:

POOR
COPY

1

01287

60

$d_{20^{\circ}}$	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 gleichzeitigen 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 Betriebsanfordernisse 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 Probrumpen auf. Es war nicht möglich, die gebräuchlichen Chromlederpackungen zu beschaffen. Von Ersatzstoffen bewährte sich Buna-Material, 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 durchdriven Heizungsnetz, in dem bei starker Belastung hohe Widerstände

POOR
COPY

1

auftreten.

Vereinfachung der Leitungsführung steigerten die unempfindliche Kupferlauge menge von 240 m³/h auf 280 m³/h.

Mit dieser Lauge menge 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 Getrennschaltung 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>	1943	1944
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. Waschorbelastung	16 800 nm ³ /h	17 500 nm ³ /h

CO-Auswaschung

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 %

Zusammensetzung des CO-Rückgases

CO ₂	21,0 %	21,0 %
CO	63,1 %	63,0 %
H ₂	13,8 %	14,0 %
NH ₃	3 mg/m ³	2 mg/m ³

Cu-Lauge

Cu-Lauge-Umlauf	251 m ³ /h	255 m ³ /h
Laugeverbrauch/100 nm ³ Rein H ₂	3,7 m ³	3,2 m ³
Temperatur d. Frischlauge	20,5°	20,7°
Regenerationstemperatur der Lauge	40,6°	39,5°

Analyse der Lauge

Cu ₂ O mol/10 l Lauge	11,0	12,0
Cu O " " "	2,1	2,2
NH ₃ " 10 cm ³ Lauge	0,488	0,490
CO ₂ " " "	0,248	0,250
Cu-Verluste (% der eingesetzten Menge)	1,83 %	1,3 %

POOR
COPY

1

Kompressoren und Nachschaltverdichter.

Die Kompressoren sind mit 6 Stufen ausgestattet. In der 1. - 3. Stufe wird das Kontaktgas für die CO_2 -Wäsche auf etwa 28 atü vorkomprimiert, in der 4. - 6. Stufe wird der die CO_2 -Wäsche verlassende Rohwasserstoff weiter auf 325 atü verdichtet. Die Nachschaltverdichter sind einstufig. Sie komprimieren den Rein - Wasserstoff für die Sumpphase 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 "Ireks"-Schleppkittel 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 Probelaufen der Kompressoren und Nachschaltverdichter mit Luft wurde, um Explosionen durch hochverdichtete Luftölgemische zu vermeiden, zur Schmierung der Zylinder ein Heißdampfzylinderöl von $7,5^\circ \text{E}/100^\circ$ und einem Flammpunkt von 315°C angewandt. Bei dem späteren Betrieb wurde ein Kompressorenöl von 15 bis $20^\circ \text{E}/50^\circ \text{C}$ verwendet. Zylinder und Triebwerk erhielten das gleiche Öl. Der Ölverbrauch stellte sich mit $0,7 \text{ g/Psh} = 3,8 \text{ kg/h}$ je Kompressor und $6,5 \text{ g/Psh} = 5,4 \text{ kg/h}$ 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.

POOR
COPY

1

01290 *Loepes*

63

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

Die Verluste eines Maschinen- und Zentrifugen-Durchlaufes betragen etwa 20 %. Hithin 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 erniedrigt. Die Ölabscheidung erfolgt durch Absitzenlassen der Wasser-Ölemulsion in 2 wechselläufige 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

Kompressoren	1943	1944
Durchgesetzte Kontaktmenge	63 100 m ³ /h	126 000 m ³ /h
Durchgesetzte Kohlenwasserstoffmenge	74 100 "	86 000 "
Maschinenleistung 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 atll-H ₂ Menge	51 000 m ³ /h	55 000 m ³ /h
Maschinenleistung	10 800 "	10 700 "

POOR
COPY

1

01231 64

Die Inbetriebnahme der Hydrierung.

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

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

		Elementaranalyse		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 %	O	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 Vorkokungen 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 Vorheizerrohre 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 Rückstandskreislf.
eingeblasener Dampf:	3,6 to/h = 200 kg to Einsatzprodukt
Heizgasverbrauch:	1650 m ³ /h = 150 000 WE/to
(H ₂ 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°
Sieende	330°

POOR COPY

1

01232

65

Sumpfprodukt:	19 to/h
Dichte	1,030 / 20°
Siedebeginn	335°
- 390°	3,5°

Es wurde das Schieferöl zu 3 ope 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.

Satzweise

In der Gasphase wurde zunächst eine mit 5e58-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 Einleitprodukt betrieben. Die damit verbundene ruhige Arbeitsweise war zur Einarbeitung unserer Hochdruckbelagschaft gut geeignet.

Die Betriebsbedingungen waren in Einzelnen

<u>Durchsatz</u>	3 - 5 to/h Mittelöl (bei 15 m ³ Kontakttraum d. Ofen)
Dichte	0,907/20°
Phenolgehalt	12 %
AP I	10,5
Siedeende	328°

Einleitmenge:

H ₂ -Gehalt	40 000 mm ³ /h
Druck	88 %
Ka-Temperatur	300 atm.
	16,8 kV (334°) in ersten Ofen
	16,5 kV (329°) in 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 dann zu Dieselöl und Ausgangsbenzin für die DHD-Anlage der I. L. Ludwigshafen aufdestilliert.

POOR
COPY

1

Sumpphase

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

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.

In Einzelnen waren die Betriebsbedingungen:

Durchsatz 18 m³/h Kohlebrei incl. 20% Abschlammrückführung (bei 24 m³ Reaktionsraum der Kammer)
 Feststoffgehalt des Kohlebreies 23,0 %
 Kontaktzusätze 6 % getrockneter Bayereschlamm (bez. auf Trockenkohle) und Schwefel.

Eingangsgasmenge 26 000 nm³/h
 H₂-Gehalt 77 %
 Druck 460 atm
 Kammertemperatur:
 Ofen 1 23,5 H.V.
 " 2 23,5 H.V.
 " 3 23,5 H.V.
 Abbau der Kohle 99,1 %
 Feststoffgehalt des Abschlammes 13 %
 Asphalt i. Abschlamme 81 17,5 %

Abstreiferprodukte
 Dichte 0,920/20°
 Mittelölanteil - 350 75 %
 Dichte d. Mittelöles 0,92/20°
 Phenolgehalt des Mittelöles 11,5 %
 Anteil - 180 16,5 %

Das Kohleabstreiferprodukt wurde bei 340° abgeschritten. Das Mittelöl wurde dem Lin. mit dem Produkt der 5098-Kammer, dem Destillationsrückstand, sowie die bald in der Abschlammreinigung und Schwefelreinigung zu dem ...

POOR
 COPY

1

01294

67

herstellung laufend angesetzt. Der Übergang von estnischen
Schiffen auf eigene Ausgangsprodukte dauerte 2 Monate
und verlief sich sowohl in der Sumpfphase, wie auch in der
Sumpfphase störungsfrei.

POOR
COPY

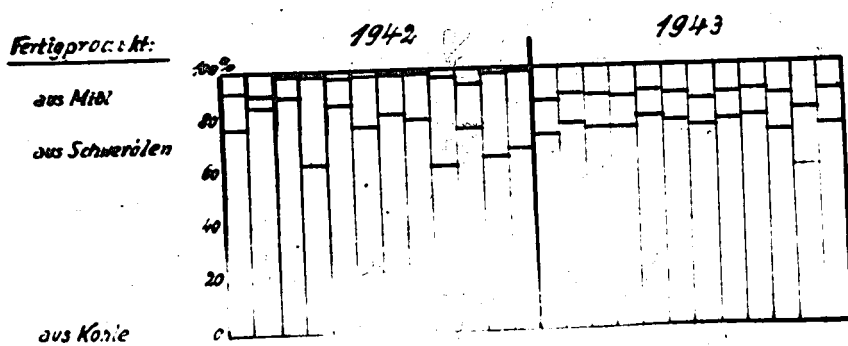
1

Ausgangsstoffe und Fertigprodukte der Hydrierung.

Als Ausgangsstoffe für unsere Fertigprodukte kamen rheinische Braunkohle und Fremdöle 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 Fremdöle erfolgte teils zum Anreiböl, 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 Anreiböl beigegeben.

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

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



POOR
COPY

1

C1296

69

Nahezu die Hälfte des Fremdöles war Mittelöl. Der überwiegende Anteil hiervon mußte, da es sich nicht zur Zumischung zum Kohleabstreiferprodukt eignete, dem Anreiböl zugegeben werden. Die grüne Säule zeigt den in der Sumpfhase 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 dar bei der augenblicklichen Bauart unserer Kohlekammern unter Einstellung eines Mittelölsiedepunktes von 350° umsetzbaren Schwerölmengen 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 Sumpfhase von 700 atm. notwendig gemacht.

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

Die demzufolge für die Hydrierung befürchteten Verarbeitungsschwierigkeiten traten nicht ein. Bei richtiger Handhabung der Grobsichtungs- und Feinsiebungs-Einrichtung der Kohletrocknungsanlage entsteht eine normal verarbeitbare Hydrierkohle.

Analysen der Hydrierkohle

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

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

POOR
COPY

1

01297

70

Der CaO-Gehalt

äußert sich in einer besondern Neigung zur Bildung und Ausscheidung von CaCO_3 bei dem oberflächlichen Abbau der Kohle. Die Ausscheidung erfolgt in Krusten oder kugelförmiger 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 % in Vergleich zur mitteldeutschen Hydrierbraunkohle sehr gering. Da auf die Katalysatorwirkung des S bei der Hydrierung nicht verzichtet werden kann, ist die Zugabe von Fremdschwefel notwendig.

Probleme

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

Verarbeitungsschwierigkeiten ersterer Art traten nicht ein. Allein der Dauersatz großer Steinkohlenteerproduktmengen machte gewisse Schwierigkeiten. So führte ein Hinübergehen über 5 % Straßenteersatz zum Anreißöl bei unzureichendem Asphaltabbau zu Störungen in der Abschlämmschmelzei. Auch eine zu hohe Zugabe von Steinkohlenteer-Mittelöl wirkte sich ungünstig aus. Als gelegentlich einige Tage lang mehr als 35 % dem Mittelöl aus der eigenen Produktion zugeführt wurden, ließ die Wirkung der Benzinierungskontakte vorübergehend nach. Wahrscheinlich mußte man, um eine Dauersugabe dieses Maßes zu ermöglichen, das Mittelöl tiefer, etwa bei 330° statt 350° abschneiden.

POOR
COPY

1

01298

7/

Verkaufsprodukte

An Fertigprodukten wurden hergestellt:

- ein normales Dieselloil,
- ein Dieselloil für die Marine,
- ein kältefestes Dieselloil für den Winterfeldzug in Russland,
- ein Ausgangsbenzin für die DHD-Anlage der I.G. Ludwigshafen, das nur die Verhydrirung durchlaufen hatte,
- ein normales Flugbenzin,
- ein normales Treibgas
- ein sogenanntes Flugs-freibgas, das zum Einfahren von Flugmotoren diente.

Lieferbedingungen für die ProdukteNormales Dieselloil

d/15° 0,800 - 0,885
 Viskosität 1,1 - 2,6⁰ E/20°
 Stockpunkt
 (Sommer nicht über - 10⁰⁰
 (Winter nicht über - 20⁰⁰
 Flammpunkt nicht unter 21⁰⁰
 Cetanzahl abgl. nicht unter 35

Marinedieselloil

d/15° 0,940 - 0,970
 Viskosität 1,2 - 2,6⁰ E/20°
 Beginn der Paraffinauscheidung ± 0⁰⁰
 Flammpunkt nicht unter ± 55⁰⁰
 Cetanzahl nicht unter 35

Dieselloil (Rußlandqualität)

Viskosität nicht unter 1,1⁰⁰ E 20°
 Paraffinauscheidung unter - 30⁰⁰
 Stockpunkt unter - 35⁰⁰
 Flammpunkt über 21⁰⁰

Benzin für die DHD-Anlage

Siedende 165°

Flugmotorenbenzin

d/15° 0,725 - 0,750
 Siedebeginn nicht unter 40⁰⁰
 mind. 10 Vol.-% 70⁰⁰
 50 " " 100⁰⁰
 90 " " 145⁰⁰
 Siedende unter 165⁰⁰
 Dampfdruck höchstens 0,3 bei 37,8⁰⁰
 AP I höchstens 55⁰⁰
 Klopfestigkeit
 O.Z. (Motormethode) mind. 70
 mit 0,09 Vol.-% BTA " 87

POOR
 COPY

1

01299

72

... mit ...
... in einem von ...
... oberhalb der ...
... im Bereich der ...
... = 0,73 - 1,9 Meter.

Chemische Stoffe

Sauerstoff

1.4. - 31.3. niedertem 0,7 ml/l bei + 10°C
Niedertem 15,7 " " " + 15°C

1.9. - 31.3. niedertem 1,5 " " " + 15°C
Niedertem 16,7 " " " + 15°C

W₂ nicht über 0,2 mg/l

W₃ 230

Konzentration negativ

W₄

Temperatur

W₁ 70 - 80 Grad C

W₂ 30 - 35 " "

W₃ keine Kohlenwasserstoffe nach 5,6

Dampfdruck nicht über 2 mT/0°C

sonstige Befragungen die für normale Verhältnisse

Die vorgeschriebenen Befragungen wurden bei allen Probenorten
erfüllt. Diese die Vorkonzentration für die ...
wurde nicht zum eingestellt werden. Der ... die ...
... die ...
...

POOR
COPY

1

POOR COPY

1

Stähle der Hydrierung.

Marke	Lage Pungs- art	Be- st.- z.- zustand	Analyse					Feitig- keit kg/mm ²	Mind Streckgrenze kg/mm ²		Mind Dehnung %	Verb- mög- lich %	Mind Dauerlast N/mm ² (bei 2°)	Wärmebehandlung		
			C	Mn	S	Cr	Ni		Mo	V				300	350	400
S1	C	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015				27	27	22	28	100-650	700	670	Luf
S2	C	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015			30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S3	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S4	C	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015			30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S5	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S6	C	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015			30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S7	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S8	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S9	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S10	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S11	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S12	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S13	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S14	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S15	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S16	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S17	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S18	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S19	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S20	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S21	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S22	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S23	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S24	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S25	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S26	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S27	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S28	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S29	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650
S30	Cr	...	0,25-0,35	0,05-0,15	0,005-0,015	0,05-0,15		30	30	24	28	100-650	650	650	650	650

01300

73

POOR
COPY

1

Hochdruck 700 atü

Übersicht über die Verwendbarkeit der Werkstoffe

01301

Temp.- Stufe	Prod.- Temperatur °C	Nennweite	Röhre	Formstücke	Blind- flansche	Gewinde- flansche	Schrauben	Muttern	Linsen
I	0-200	6-16							
		24-160 außer 135	K2M	S3	K2MS	K2MS	K4MS K1 K1CV	S3	
		135	K2		K1 K1MS	K1 K1MS	K4MS K6	S3 K1 K1V K1CV	S3
II jetzt (200-400°C)	200-400	6-45							
		58-160 außer 135	N8A	N8A	N8A	K4MS K1	K4MS K1 K1V	S3	N8
		135				K3 K3CV	K4MS K6	K1 K1V K1CV	N8A
II bisher (100-420°C)	200-420	6-160	N8	N8	N8	K3 K3CV	K3 K3CV	S3	
		6-16	N9			K3CV	K3CV	S3	
		2-45	N10	N9	N9	K5 K5V	K5 K5V	K3 K1V K1CV	N5A
III jetzt (10-510°C)	400-510	59-160	N9	N10	N8V	K2	K2	K4MS K3	N8
		6-160	N9	N10	N10	K5 K5V	K5 K5V	K3 K1V K1CV	N8A
		6-160	N10W						

74

Hochdruck 325 arü ✓

Übersicht über die Verwendbarkeit der Werkstoffe

01302

Verwendbare Werkstoffe für

Temp-Stufe	Prod-Temperatur °C	Nennweite	Rohre	Formstücke	Blind-flansche	Gewinde flansche	Schrauben	Muttern
I	0 - 200	6 - 16	St 45.29	S2	S2	S1	S3	S3
		16 - 160	St 35.29				K4MS K1 KIMS	
II	jetzt 200 - 400 200 - 400°C	6 - 200	N8A	N8A	N8A	K4MS K1 K1V K1CV KIMS	K4MS K1 K1V K1CV KIMS	S3
II	bisher 200 - 490 200 - 480°C	6 - 200	N8	N8	N8	K3	K3CV	S3
III	jetzt 400 - 510 400 - 510°C	6 - 200	N9	N9	N9	K3CV	K3CV	S3
III	bisher 480 - 510 480 - 510°C	6 - 45	N8V N10	N8V N10	N8V N10	K3 K3CV K3 K3CV K5 K5V	K3 K3CV K3 K3CV K5 K5V	S3 KIMS K3 K1V K1CV

75

POOR COPY

POOR
COPY

1

Werkstoff-Übersicht für Hochdruck 325 u. 700 atü

01303

Betriebs- druck atü	Temp. Stufe	Prod- Temperatur °C	Nennweite	Rohre	Gegenstand					
					Form- stücke	Blind- flansche	Gewinde- flansche	Schrauben	Mütern	Linsen
325	I	0 - 200	6 - 10	SI 45.29	S2	S2	S1	S3	S3	S2
			16 - 160	SI 35.29
			200	.	.	.	K4MS	.	.	
700	I	0 - 200	6 - 16	K2M	S3	S3	S1	S3	S3	S2
			24 - 160	.	.	K4MS	K4MS	.	S3	
			6 - 160	N8A	N8A	N8A	K4MS	S3	N5A	
700	II	200 - 400	6 - 16	N9	N9	N9	K3CV	K3CV	S3	N5A
			24 - 45	N10	
			60 - 160	

01304

77

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 V_2A -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 Spuremetallen 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 in 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 Sprüdigkeit wieder teilweise aufgehoben. Die Stähle erhalten hierdurch eine für die Betriebssicherheit ausreichende Zähigkeit.

Die beigelegten 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.

POOR COPY

1

Hier sind gemeint die Stähle zu nennen, die für die kalten Apparaturteile der gewöhnlich mit 200 at betriebenen Hochdruckapparaturen verwendet wurden. Es sind normale Kohlenstoffstähle, teilweise mit einem geringen Cr-Zusatz. Für die heißen Apparaturteile verwendete man s. St. die N1 bis N8-Stähle. N1 ist der Standardstahl für die Hochdruckhohlkörper. Von den übrigen wird heute für alle 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, K5CV-Stähle. In diesen wurden die Zusätze von Vd und Mn erhöht.

Da auch die Chromzuteilung knapp wurde, setzte man in kürzester Zeit unter Verminderung des Cr-Anteiles Si zu. So entstanden die 700 at-Stähle K8S und K4S. Alle letzten genannten Stähle werden unter normalen Verhältnissen nicht verwendet.

POOR
COPY

1

Die beigelegten Berichten 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 at" betitelte Zusammenstellung zeigen die Stähle, die für die Kriegsdauer zur Verfügung stehen werden.

Die im Hochdruckbetrieb Wesseling eingebauten Stähle

Für 325 at

Hochdruckhohlkörper	H1
Kalte Rohre	S2
Heiße Rohre	H8, H8A, H10
Gasvorheizer	H8, HSV Material
Elektrovorheizer	H8, H10
Formstücke	S2, H8, H8A, H9, H10
Linien	S2, H5, H5A, H8
Flanschen	S1, K1, K3, K3CV, K4MS
Schrauben	S3, K1, K3, K4MS, K5

Für 700 at

Hochdruckhohlkörper	H1
Kalte Rohre	K2
Heiße Rohre	H8, H8A, H10
Gasvorheizer	H8, HSV, H9, H10
Formstücke	H8, H8A, H9, H10
Linien	S3, H5, H5A, H5C, H8
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, denn doch schon die falsche Verwendung kleinerer Apparaturteile, wie von Schraubenbolzen und Linsendichtungen unangenehme Folgen haben.

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

POOR
COPY

1

01307

80

Schnellmethode, die sogenannte Tüpfelmethode. Die lotstere besteht in einem Befuchten der zu untersuchenden Stücke mit Schwefel- Salpeter- oder Salzsäure unter Beobachtung der sich bildenden Tüpfelfarben.ämtliche 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 Rohrtücke sind mit Stempeln versehen, aus denen die Materialsorte, die richtige Bearbeitung und Prüfung zu erschen 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.

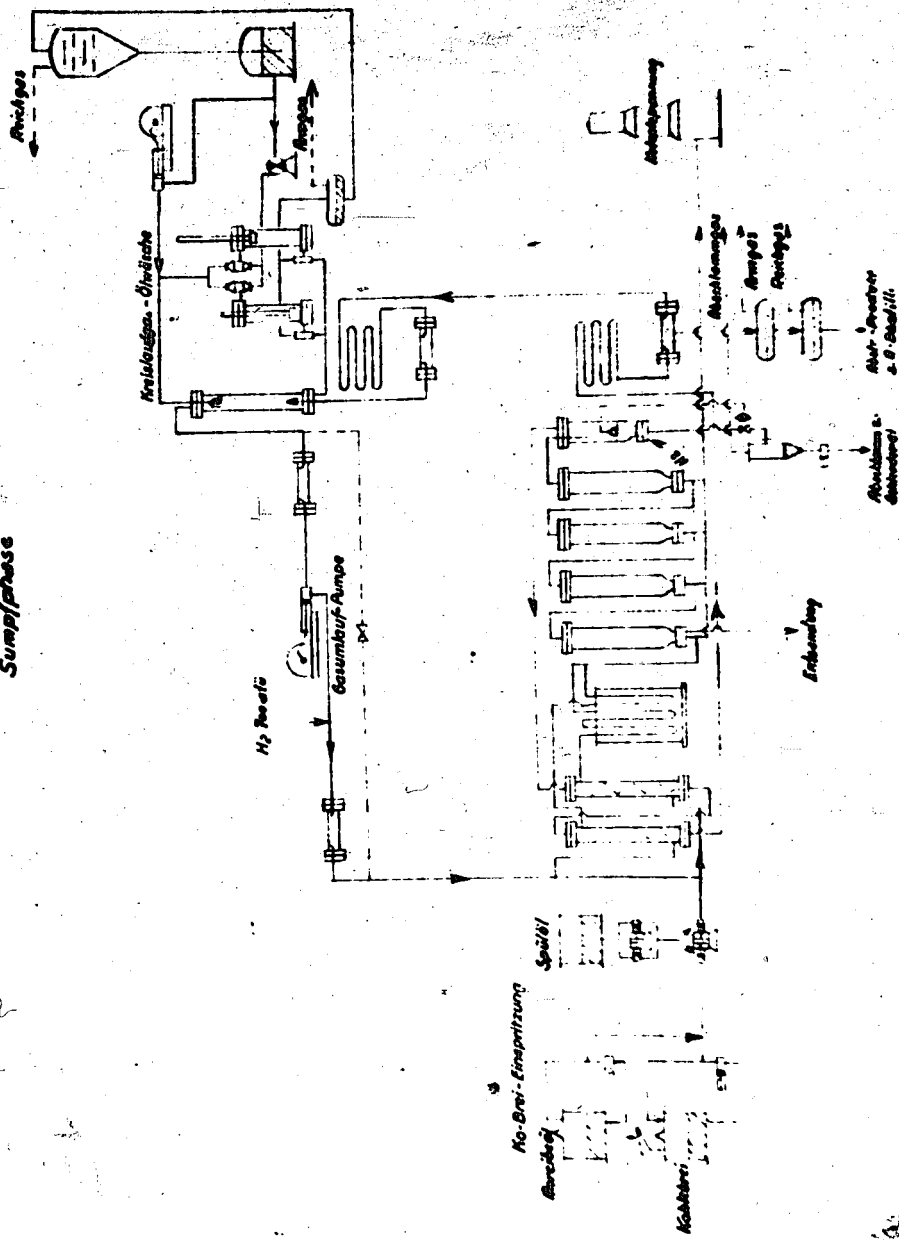
POOR
COPY

1

01308

81

Hochdruck
Sumpffase



POOR
COPY

1

01309

82

Hochdruck, 700 atm - Sumpphase

In der Sumpphase wird die Kohle und das Porenlöl unter
H₂-Anlagerung zu Mittelöl umgewandelt.

Spaltung und H₂-Anlagerung bei der Verarbeitung von Öl in der
Sumpphase:

	<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 pro to Brei an.
Die Menge des Siebrückstandes kann mit Schwankungen des Gehaltes
der Trockenkohle an schwer vermalbarer Substanz bis auf 2,0 kg/to
Brei ansteigen. Der Rückstand enthält etwa 40 % Öl und wird ver-
kauft. Der Brei wird mit Hilfe von Kolbenpumpen unter Rückführung
eines Breiüberschusses den Hochdruckbreipressen zugepumpt und von
diesen in die Kohlekammern gepreßt. Die Breipressen sind saugsei-
tig auch an eine Anreibeölzuführungsleitung angeschlossen. Die
Umstellung von Kohlebrei auf Anreibeöl und umgekehrt kann durch
Bedienung zweier Ventile schnellstens vorgenommen werden. Anreibe-
öl wird bei jedem Anfahren und Abstellen der Kohlekammern, sowie
während des Betriebes zum Abdämpfen plötzlicher Temperatur-An-
stiege in den Öfen zugegeben. Zur Schonung der Breipressen-Stopf-
büchsen wird in diese feststoffreies Spülöl eingespritzt.

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 kalteren Wärmeaustauscher geführt
und dann zu etwa gleichen Teilen nach unten unterteilt. Eine Häl-
fte geht mit dem Brei durch den heißen Wärmeaustauscher und durch
die Breihaarnadeln des Vorheizers, die andere Hälfte durch ge-
trennte Vorheizer-Haarandellrohre direkt zu den ersten Öfen.
Die Vorheizer sind gasbeheizt. Das Rauchgas wird durch Gebläse

POOR
COPY

1

umgewälzt. Die Temperatur des Wälzgasen muß unter den höchstzulässigen Wandungstemperaturen der Vorheizer liegen. Die Temperatur des in die Kammer eintretenden Wälzgasgemisches wird möglichst tief gehalten, einmal, um Heißgas zu sparen und zum andern, weil bei Temperaturen oberhalb $21,5 \text{ MV}$ (317°C) Salzkrustenbildung eintritt.

Der Kohlebrei wird in den Öfen unter starker Wärmezufuhr 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 $1000 - 1500 \text{ ltr./h}$ 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 in Gemisch mit den höchst siedenden Anteilen 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. Dabei wird bei der Entspannung des Abschlammschlammes freigesetzte H_2 mit über 90% H_2 und wird dem Frischwasserstoff vor der Kompression zugegeben.

Aus den Öfen verlassenden Produkt-Heißgasen wird in den Wärmeaustauschern und Kühlern der wertvollere Anteil herauskonzentriert. Der Rest des Heißgasen fließt sich in den hinter den Kühlern an verfahrenen Öfen, den so genannten Kohlebetreibern. Die Temperatur des

POOR
COPY

1

01311

89

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 Flüssigproduktabcheidung verbleibende Kreislaufgasrest wird einer Hochdruckölwaschung unterzogen und mit Hilfe von Gasumlaufpumpen nach Ergänzung des verbrauchten H_2 durch Frischwasserstoffzusatz den Kohlenkammern erneut zugeführt.

Die Ölwasche für das Kreislaufgas besteht aus Hochdruckgaswaschern einer Waschl-Regenerationsapparatur und Einspritzpumpen zur Ölberieselung der Wascher. Als Waschl wird das Produkt unserer Benzinierringkammern in solcher Menge verwendet, daß die Dichte des Kreislaufgases an den Kammereingängen sich auf 0,350, was $70 \sim 75\%$ H_2 -Gehalt entspricht, einstellt. Die Waschlregeneration 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.

POOR
COPY

1

01312

85

Normaldurchsatz und Analysenwerte der Kohlekammern.

Breieinspritzung 40 m³/h Kohlebrei (4,1
 Kontaktzusatz 31 m³ Reaktionsraum)
 5 % Roterz bei Ofen auf
 Analyse des Kohlebreies 1,25 % dko. Trockenkohle

Festes 41, %
 Reinkohle 35,6 %
 Asche i. F. 13,3 %
 Fe. i. F. 3,0 %
 C i. F. 1,6 %
 d 110°C 1,175 %
 H₂O-Gehalt 1,9 %
 Siebrückst. üb. 0,3 mm Sieb 10,6 %

Einlassgasmenge 28 000 nm³/h
 davon 13 000 " Breigas
 15 000 " direkt zu Sen

Kaltgasmenge 12 000 nm³/h
 H₂-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 %
 Nulleistung (Neubildung) 0,75 to/m³ Reaktionsraum

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

Mittelöl - 350° in Abstreifer 39 %
 Mittelöl - 350° in Abschlam 11 %
 Wasser in Abschlam 20 %
 Asphalt in Abschlam-öl 16 %

POOR
 COPY

1

In der Dampfphase 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,
- CaCO_3 -Abscheidung beim Aufbau der Kohle unter Kaviar- und Salzkrustenbildung,
- schlechter Asphaltabbau und Verkokung in den Heißabscheidern,
- Anschließung der Vorheizrohre,
- schnelles Nachlassen der Regenerationswirkung.

Das Abstreiferprodukt.

Das bei der Verarbeitung rheinischer Braunkohle anfallende Abstreiferprodukt hat ein ~~Kohles~~ 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, unzulänglich gemacht. Die wirksame Abhilfe besteht im Zusatz von spezifisch leichtem Öl. Nach vorübergehender Verwendung von A-Mittelöl werden 10 bis 15 % benzolartiges Vorlaufprodukt aus der Kohleabstreiferdestillation zugegeben. Bei Einstellung einer Dichte von 0,970 bei 50° verläuft die H_2O -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 typischer 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 0 Tagen mit Kaviar gefüllt waren. Gleichzeitig mit der Kaviarbildung

POOR
COPY

1

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_2O_3	SiO_2	G	
Kaviar	58,4	46,5	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 Verkohlung 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.

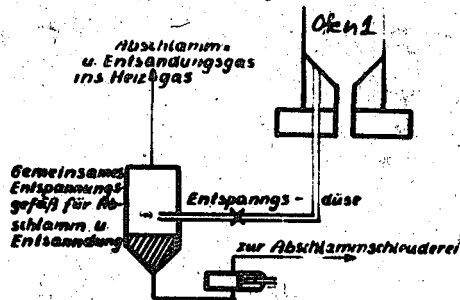
Diese Methode wird seit längerer Zeit in Leuna angewandt. Die Leunaer-Einrichtung mußte, da sie für unsere Verhältnisse nicht geeignet war, abgewandelt werden.

POOR
COPY

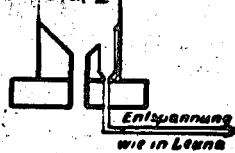
1

Entsandungseinrichtung der I.G. Leuna Entsandungseinrichtung

Entsandungsvorrichtung der I.G. Leuna



Entsandungsvorrichtung Wesseling



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

Der Grund hierzu ist folgender:

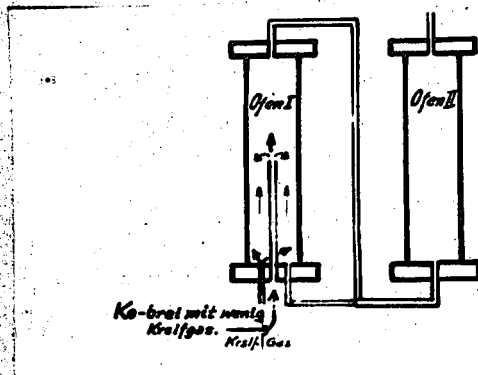
Die Entspannung des Entsandungsproduktes erfolgt stoßweise, um Ab-setzungen in den Horizontalteilen der Leitung zur Entsandungsdüse zu vermeiden. Hierzu wird die Düse in gleichmäßigen Abständen je-weils 1 bis 2 Sekunden voll geöffnet. Bei jedem Öffnen wird die Leitung ruckartig leergezogen. Gleichzeitig strömt Produkt aus dem Ofen nach. Das Produkt besteht, da seine hohe Abwärtsströmungsge-schwindigkeit eine Trennung Flüssigkeit und Gas nicht zuläßt, gros-senteils 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 ent-spannt werden. In Leuna trat diese Schwierigkeit nicht auf, weil die Öfen auf Untersätzen stehen, also das senkrechte Leitungstück verhältnismäßig lang ist. In Wesseling führte der Einbau einer etwa 6 ltr. fassenden Tasche anstelle des 40 mm ϕ -Abzweghres im unteren Trichter des 1. Ofens zu einer befriedigenden Lösung. Die Entspannungs-düsen des Entsandungsproduktes unterliegen einem star-kem Verstopfen. Da Beschaffungsschwierigkeiten des Ersatzmaterials auftraten, wurde eine düsenlose Entsandungsvorrichtung entworfen. Ein weiterer Grund zur Umkonstruktion der bestehenden Einrichtung; in

POOR
COPY

1

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 dösenlosen 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 vorgeheißte 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.

POOR
COPY

1

01317

90

Die Salzkrustenbildung stürte 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 Aufheizonen 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 Anreiböl gelegentlich Krusten abplatzten, die Entsandungsabgänge verstopften und eine vorzeitige Abstellung der betroffenen Kammern bedingten.

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

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

POOR
COPY

1

01318

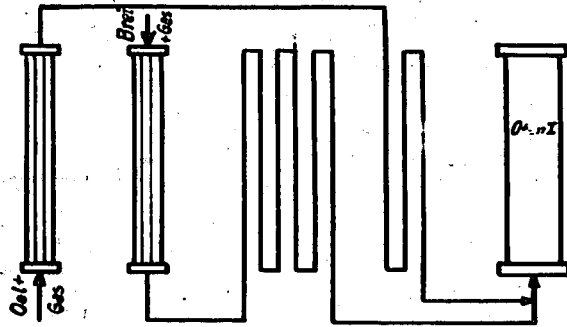
91

...den. Deshalb müssen die mit Öl beschichteten Vorheizrohre stärker beheizt werden. Hierbei muß ^{aber} verhindert werden, daß die für die kohlebreiführenden Vorheizrohre zugelassene Höchsttemperatur von 21,5 M.V. überschritten wird, da sonst Salzkrustenbildung eintritt.

Aus diesem Grunde wurde das Öl dem getrenntgeführten Kreislaufgasstrom der Kammer zugegeben, der den kalten Regenerator und einige im heißesten Rauchgassteil liegende Vorheizrohre 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 beheizten Vorheizrohre konnten gefahrlos stärker beheizt werden, weil sich aus dem Ölstrom keine Krusten ausscheiden konnten. Ebensovienig war eine Krustenbildung in den kohlebreiführenden Rohren zu erwarten, weil die Spitztemperatur des umgewälzten Rauchgases durch die davor geschalteten Ölsgemisch-Vorheizrohre 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 Ölbaues entsprach der Erwartung. Sie äußerte sich im Ansteigen der Mittelölproduktion um reichlich 1 000 Tonne.

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 beschichteten Vorheiz-

POOR
COPY

1

der CaCO_3 -Ausscheidung und eine Kristallisation aus überhitzter 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 kaltes Kälteöl eingeführt. Diese Maßnahme führt zu einer Abschwächung der Kaviarbildung. Diese äußerte sich darin, daß die Störungen in der Temperaturanzeige der Ofen, 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 erschwerter wurde, 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-

POOR COPY

1

Bezahl 01320

nach der gleichen Betriebszeit. Zudem waren die Krusten härter und härteten erheblich fester an den Wandungen.

Bei einer Steigerung des Ölzusatzes ist es sicher möglich, die Krustenbildung noch stärker zurückzuführen oder g. zu vermeiden. Hierzu wird notwendig sein, die Zahl der Ölgemisch-Vorheizrohre entweder auf Kosten der Kehlbrothaarnadelrohre oder durch Erweiterung der Vorheizer zu vernehren.

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.

Asphaltabbe

Als Asphalte werden die mit Normalbenzin aus den Sumpphasenprodukten 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 Schliffenmeyerkolben von 300 ccm Inhalt eingewogen und mit 10 ccm Reibenzol 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 Reibenzol 1 1/2 Stunden heiß extrahiert. Zum Extrakt wird nun auch die oben-

POOR
COPY

1

01321

94

erwünschte Lösung der Asphaltreste aus dem Erlenschylkolben ausgefügt und die gesamte Asphaltlösung in einen tarierten Erlenschylkolben überführt. Nach Abdampfen des Benzols und halbstündiger Verweilzeit im Trockenschrank bei 110° erfolgt die 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 Fremdöle, dem Kontakt- und Schwefelzusatz, der Kammerbelastung und den Fahrbedingungen abhängig.

Die bisher verwandten Fremdöle waren bis auf den Straßenteer gut verarbeitbar. Von letzterem durften dem Anreiböl 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 14000 m^3/h . Die Kammertemperatur wurde auf den höchstmöglichen Wert von 25,3 mV

POOR
COPY

1

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 Ölspritzung wurde wieder fallen gelassen, die sich als ^{äußerst} ^{wirksam} erweise. ^{die} ^{Gaseinführung} wurde ^{beibehalten} und später durch die Verwendung von Frischgas anstelle des Kreislaufgases ^{verbessert}.

Die Frischgaszugabe führt, ^{abgesehen} ^{davon}, daß durch die die Verkokung des Abschlammes ^{wirksamer} ^{als} ^{bisher} ^{bekannt} 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 Mittelanteil gewonnen. Das Schlammgas fällt mit einem H_2 -Gehalt von über 90 % gegenüber vorher 60 % an und ist als Frischwasserstoff

POOR
COPY

1

die Hydrierung verwertbar.

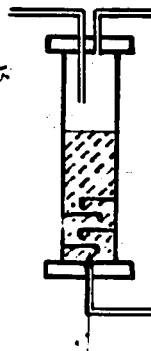
Ein Teil der sonst mit Schlamm abgeführten Wärme wird in den Kreislaufgasstrom getragen und in den Wärmeaustauschern der Kammer ausgenützt.

Bei der Zugabe des Schlammgases zum Frischgas stört der Kohlenwasserstoffgehalt des gemeinsam mit dem Schlammgas anfallenden Entzündungsgases. Dieser Nachteil war einer der Gründe zur Umkonstruktion der bestehenden Entzündungsvorrichtung zur sogenannten Ofen-1-Ofen-2-Entzündung (s. S. 79). Bei ihrer Anwendung fällt kein Entzündungsprodukt und somit auch kein Entzündungsgas mehr an.

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

Die Hydrierung, wie auch die Wärmeausnützung muß verstärkt in Erscheinung treten, wenn es gelingt, im Heißabscheider die Temperatur der vorgeschalteten Ofen 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 Schlamm auf kurzen Raum bewirkt.

Gegenstromheißabscheider
Counter current Hot Separator



Schlammabgang
Sludge withdrawal

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

POOR
COPY

1

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 Überströmung 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 $15\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ eingeblasen werden. Der abgezogene Abschlamm wird hierdurch auf 150 bis 200° abgekühlt. So können die bisher in den Abschlammabführungen angeordneten Wärmeaustauscher und Kühler entfallen.

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 Pulkkörper einsatz ausgestatteten Abscheider geprüft, der bei unvollkommenem Wärmeaustausch nur mit $4\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$ Frischgas belastet werden konnte. Die Asphaltwerte des Abschlammes 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 Vorheizrohren.

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

POOR
COPY

1

01325

98

daß ^{mas} Masse und ^{velocität} Geschwindigkeit ^{abhängig} annähernd nach der ^{empirisch} Gesetzmäßigkeit $m v^3$ zur Geltung kommen.

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

(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 ^{reduzierter} Zurücknahme der Eingangsgasmenge ^(23%) sogar ^{bei} möglich sein muß, die ^{bisherige} 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 Schluffbildung auf.

Regeneratoren

Die Betriebszeiten der Wärmeaustauscher der Sumpffasekammer, vor allem der mit Kohlebrei ^{beschickten} beschickten, sind ^{unbefriedigend} unbefriedigend. Grund hierfür ist die Ablagerung von spezifisch schweren Feststoffteilen des Kohlebreis 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 Überreißon von Abschläm entstanden sein muß.

POOR COPY