

TITLE PAGE

6. Der heutige Stand der Synthese von Kohlenwasserstoffen nach Bahrchemie. (Fischer-Tropsch).

The present status of the hydrocarbon synthesis at Bahrchemie (Fischer-Tropsch).

Frame Nos. 372 - 402

**Ruhrenia Aktiengesellschaft
Oberhausen-Holten
Wlk/Rf.**

20. Oktober 1938

**Der heutige Stand der Synthese von
Kohlwasserstoffen nach Ruhrenia (Fischer-Tropsch)**

- a) Gaserzeugung
- b) Schwefelreinigung
- c) Synthese
- d) Abscheidung der Produkte
- e) Weiterverarbeitung
- f) Stoff- und Energiewirtschaft
- g) Anlagekosten und Eigenbedarf für den Bau einer Syntheseanlage
- h) Die Herstellung von Kontaktmasse unter Regenerierung von ausgebrauchter Masse der Benzinsynthese
- i) Übersicht über den wichtigsten Apparatebedarf
- k) Die Herstellung von Feinreinigungsmasse zur Entfernung des Restschwefels aus dem Synthesegas der Benzinsynthese.

a) Gaserzeugung

Der Ausgangsstoff für das Verfahren ist ein Synthesegas, das CO und H_2 in Verhältnis etwa 1:2 enthält. Das Verfahren ist nicht empfindlich für die genaue Einhaltung dieses Verhältnisses. Bei geringem Gehalt an Wasserstoff im Synthesegas enthalten die gebildeten Kohlenwasserstoffe mehr Olefine.

Zur Erzeugung des Synthesegases können beliebige Brennstoffe, die sich mit Wasserdampf vergasen lassen, herangezogen werden.

Es sind dies folgende Brennstoffgruppen:

- 1) Koks (Hochtemperaturkoks oder Schmelzkoks aus Stein- oder Braunkohle)

Aus diesem Brennstoff wird in normalen Wassergasgeneratoren Wassergas erzeugt mit einem Verhältnis $CO : H_2$ von ungefähr 1 : 1,25. Das für die Synthese notwendige Verhältnis $CO : H_2 = 1 : 2$ kann durch Mischung von wasserstoffreichem Gas erreicht werden, das beispielsweise durch Konvertierung eines Teiles des Wassergases hergestellt wird.

Diesem Ausgangsstoffe können auch unter Druck mit Sauerstoff und Wasserdampf vergast werden, so dass unmittelbar Synthesegas erhalten wird.

- 2) Ausgangsstoff: Koks mit Koksengas.

Man kann ohne Konvertierung unmittelbar Synthesegas erzeugen, wenn das Verhältnis Koks zu Koksengas entsprechend eingestellt wird. Der Koks wird in normalen Wassergasgeneratoren vergast. Die Aufspaltung des Koksengases kann auf verschiedenen Wegen vorgenommen werden. Entweder wird die Spaltung im Wassergasgenerator durchgeführt, oder es wird einer Hochtemperatur-Spaltung in besonderen Cowpern unterworfen. Auch kann man in einem Zwischentofen Koksengas mit Sauerstoff und wenig Koks unmittelbar zu Synthesegas umsetzen.

3) Ausgangsstoff: nicht backende Steinkohle.

Aus nicht backender Steinkohle kann ebenfalls durch Vergasung mit Wasserdampf Synthesegas erzeugt werden, wobei die verschiedenen Vergasungsverfahren unterschiedliche Ansprüche an die Körnung und den Ascheschmelzpunkt stellen.

Je nach Eigenschaften der Kohle kommen verschiedene Vergasungsverfahren infrage:

Außenbeheizte Kammeröfen,

Spülgas-Vergasung,

Vergasung mit Sauerstoff und Wasserdampf

oder auch normale Wassergasgeneratoren, wenn die Stückigkeit, Vergasungsfestigkeit und der Ascheschmelzpunkt für diese Methode ausreichend sind.

4) Ausgangsstoff: Braunkohle; lignitisch, als
Briketts oder in Staubform.

Zur dieser Brennstoffgruppe ist auch der Torf zu rechnen.

Die Vergasung der Braunkohle ist nach den gleichen Verfahren möglich, die unter 3) genannt worden sind, ausgenommen Wassergasgeneratoren. Weiterhin kann Braunkohle in Staubform vergast werden. Alle genannten Vergasungsverfahren ergeben unmittelbar Synthesegas.

5) Ertrag, Spaltgas von Ölspaltanlagen, Restgas
der Synthese.

und ähnliche Gase können mit Dampf oder Kohlensäure und Sauerstoff zur Synthesegas-Herstellung benutzt werden. Die Verwertung von Spaltgasen und Restgasen der Syntheseanlagen zur Erzeugung von Synthesegas ermöglicht eine Ersparnis an Vergasungskohle von 10-15%.

b) Schwefelreinigung.

Da jeder Schwefelgehalt bei der Synthese schädlich auf die Kontakte wirkt, wird der Schwefel vor der Synthese in zwei Stufen in einer Grob- und Feinreinigung

bis auf weniger als $0,2 \text{ g}/100 \text{ m}^3$ Synthesegas entfernt. Die Entfernung des Schwefelwasserstoffes erfolgt mit den in der Gastechnik üblichen Methoden, z.B. mit Raseneisenerz oder mit Waschverfahren. Die Feinreinigung zur Entfernung von org. Schwefel erfolgt durch eine besondere Absorptionsmasse nach unserem eigenen Verfahren, das wie folgt arbeitet:

Das von Schwefelwasserstoff befreite Synthesegas wird in einem Röhrenheizkörper auf im Mittel 230°C erhitzt und geht durch zwei hintereinandergeschaltete Feinreinigertürme. Die Beheizung des Gasheizkörpers erfolgt mit Restgas aus der Synthese. Die Reinigungsmasse kann 10% ihres eigenen Gewichtes an Schwefel aufnehmen und muss dann durch neue Masse ersetzt werden. Die Lebensdauer der Reinigungsmasse hängt also von dem Gehalt an organischem Schwefel im Synthesegas ab.

Wichtig ist, dass das Synthesegas keine Harzbildner enthält, die sowohl die Feinreinigungsmasse wie die Synthesekontakte schädigen würden. Harzbildner können auftreten bei der Vergasung von Braun- und Steinkohle und bei der Spaltung von Koksofengas. Ist ihre Entstehung nicht durch geeignete Ausbildung des Vergasungsverfahrens zu verhindern, so können die Harzbildner durch Einschaltung von Aktiv-Kohle entfernt werden.

Die Wirkung der Feinreiniger wird verbessert durch Zugabe von geringen Mengen Sauerstoff oder Luft zum Synthesegas. Die Sauerstoffzugabe beträgt $0,2-0,4\%$ des durchgesetzten Synthesegases.

Die apparative Einrichtung der Feinreinigeranlage:

Jedes Feinreinigeraggregat besteht aus:

- dem gasbeheizten Gasheizkörper
- 2 Feinreinigertürmen
- 1 Wärmetauscher

Zeichnungen: SM 106/3

Zeichnungen: SM 106/3+3

Zeichnungen: SM 106/4

Die vorliegenden Ausführungen haben eine Leistung von 20 000 bis 25 000 Nm³/h Synthesegas je Aggregat.

Der Gaserhitzer ist ausgelegt für eine Erwärmung des Gases auf max. 350°C. Die wirkliche Gastemperatur liegt im Mittel der Fahrperiode bei ca. 275°C. Der Heizgasbedarf beträgt im Mittel 100 kcal/Nm³ Synthesegas benötigt.

Im einzelnen besteht der Gaserhitzer aus dem feuerfest ausgemauerten Verbrennungsraum mit Gasbrenner, dem Verbrennungsluftventilator und dem Rauchgasumwälzgebläse. Dieses ist so ausgelegt, dass die Feuerraumtemperatur auf 800-900°C gehalten werden kann. Die Gassufuhr wird durch die gewünschte Temperatur des Synthesegases gesteuert. Der Gaserhitzer selbst ist nach Zeichnung ZH 106/3 als Röhrenhitzer ausgebildet. Die Röhre müssen aus hitzebeständigem Material bestehen. Besondere Sorgfalt ist auf die Aufnahme der Ausdehnung der Röhrenbündel verwandt.

Für die Feinreinigertürme sind 2 Ausführungsarten in Gebrauch.

Der Einsatzsturm (Zeichnung ZH 106/3) enthält die Reinigermasse in herausnehmbaren Siebeinsätzen, die zur Füllung und Entleerung mit einem Kran aus dem Turmmantel herausgenommen werden. Die Abdichtung dieser Einsätze gegen den Reingasraum erfolgt durch Tassen, die mit feinkörniger Reinigermasse gefüllt sind. Jeder Turm enthält 65-70 t Feinreinigermasse.

Das Rohgas tritt am Fuss des Turmes ein und verteilt sich im inneren Zylinderraum auf die vier Einsätze. Die Verteilung des Rohgases erfolgt durch vier senkrechte Gaskanäle am Umfang des inneren Zylinders. Das Reingas gelangt durch Schlitze in den äusseren Ringraum des Feinreinigerturmes und von da zum Gasaustritt.

Der Deckel des Feinreinigerturmes hat ebenfalls eine Ringtasse zum Abdichten des Rohgasraumes vom Reingasraum. Er ist mit einer Federung versehen, um die Wärmedehnung des Systems aufnehmen zu können.

Die zweite Ausführungsform nach Zeichnung SM 106/2 enthält statt der Einsatzkörbe für die Feinreiniger-
masse zwei ineinander geschobene Lochblechzylinder. In dem Ringraum zwischen den beiden Lochblechzylindern liegt die Feinreiniger-
masse. Der innere Lochblechzylinder ist in Einzelteile unterteilt, die von oben herausgenommen werden können. Diese Einrichtung ermöglicht die Entleerung des Turmes nach unten durch den inneren Lochblechzylinder. Das Rohgas tritt durch den Stutzen C in den äußeren Ringraum des Turmes und von dort, gleichmäßig verteilt durch die ringförmige Lage der Masse, in das Zentralrohr, um als Reingas durch den Stutzen "P" auszutreten.

Zwischen den beiden Reinigertürmen kann ein ausschaltbarer Wärmetauscher nach Zeichnung SM 106/4 eingeschaltet werden. Er dient dazu, das ankommende Rohgas durch das heiße Gas aus dem als ersten geschalteten Feinreinigerturm vorzuwärmen. Er ist als normaler Röhren-Wärmetauscher ausgebildet.

Die Anordnung einer Feinreinigergruppe mit den erforderlichen Rohrleitungen und Armaturen zeigt die Zeichnung SM 106/1. Die Gasführung ist so eingerichtet, dass jeder der beiden Reinigertürme als erster Turm im Gasdurchgang geschaltet werden kann. Der Wärmetauscher kann umgangen werden.

Alle Heissgas führenden Teile erhalten Wärmeschutz.

Um ein schnelleres Abkühlen eines mit Schwefel abgesättigten Feinreinigerturmes zu erreichen, kann ein Kühlkreislauf, bestehend aus einem Umlagsgebläse und einem einfachen Wasserkühler vorgesehen werden. Die Kühlung kann durch unlaufendes Synthesegas erfolgen.

c) Synthese.

Das Synthesegas wird über einer geeigneten Kontaktmasse in speziell konstruierten Kontaktkammern in kondensierbare Kohlenwasserstoffe umgewandelt, und zwar in zwei Stufen, die unter den gleichen Bedingungen arbeiten. Die Synthese kann unter atm. Druck bei Temperaturen von $175 - 200^{\circ} \text{C}$ arbeiten und ergibt dann einen höheren Anteil an leicht siedenden Bestandteilen mit höherem Olefinegehalt. Sie kann aber auch bei leicht erhöhtem Druck bis ca. 10 atm. bei sonst gleichen Bedingungen durchgeführt werden und führt dann zu einem grösseren Anteil an höhersiedenden Kohlenwasserstoffen überwiegend paraffinischen Charakters.

Die Ausbeute an flüssigen Primärprodukten bei der Synthese unter atm. Druck beträgt betriebsmässig ca. $120 \text{ g/Nm}^3 \text{ CO} + \text{H}_2$, daneben etwa 10 g C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffe.

Die Lebensdauer der Kontakte, d.h. die Betriebszeit zwischen zwei Regenerationen beträgt bei der atm. Drucksynthese etwa 4 Monate, während bei der Synthese mit erhöhtem Druck die Lebensdauer etwa 6 Monate beträgt.

Bei der Synthese unter atm. Druck hat es sich als zweckmässig erwiesen, zum Zwecke der Hydrierung der im Kontakt kondensierten Paraffine nach etwa je 1000 Stunden eine 10-12 stündige Behandlung mit wasserstoffreichem Gas, das kein Kohlenoxyd enthält, vorzunehmen. Der für eine solche Hydrierung gebrauchte Wasserstoff beträgt 3 - 4 000 Nm^3 je Hydrierung. Es kann dazu der Restwasserstoff aus der Katalysatorfabrik benutzt werden. Bei dieser Hydrierung wird ein Teil der Hydrier-Produkte als Öl aus dem Ofen ausgezogen, der andere Teil besteht im wesentlichen aus Methan, das dem Restgas zugeführt wird.

Bei der Synthese unter erhöhtem Druck scheint nach unseren bisherigen Erfahrungen eine solche Zwischenhydrierung kaum erforderlich zu sein.

Die Synthese der Kohlenwasserstoffe erfolgt unter erheblicher Wärmeentwicklung. Diese Reaktionswärme wird zur Gewinnung von gespanntem Wasserdampf benutzt. Der Dampfdruck hängt ab von der Reaktionstemperatur in der Synthese und beträgt normal 9 atü. Je kg flüssiger Primärprodukte werden rund 5 kg Dampf erzeugt. Dieser Dampf findet an verschiedenen Betriebsstellen nutzbringende Verwendung.

Die gewonnenen flüssigen Primärprodukte umfassen das gesamte Gebiet der Kohlenwasserstoffe von C_3 bis zu sehr hoch schmelzenden Paraffinen. Die leicht siedenden Fraktionen enthalten bei der Synthese unter atm. Druck etwa 35% Olefine, während bei der Synthese unter erhöhtem Druck die Olefinesahl dieser Fraktion nur bei etwa 20% liegt.

Die beigelegten Zahlentafeln 1 und 2 und Schaubilder 106/16 und 17 geben die durchschnittliche Siedeanalyse und sonstige kennzeichnende und sonstige kennzeichnende Eigenschaften der erzeugten flüssigen Produkte für die drucklose Synthese und für die Synthese unter erhöhtem Druck an.

Durch bestimmte Fahrweise der Synthese wie Änderung der spez. Belastung der Öfen und der Betriebstemperatur und durch Änderung des Verhältnisses $CO : H_2$ lassen sich gewisse Änderungen in der Siedelage und im Olefingehalt der Produkte gegenüber den normalen Werten gemäss den Zahlentafeln 1 und 2 erreichen. Diese Änderungen gehen dahin, dass mit Erhöhung der Ofentemperatur und der spez. Ofenbelastung mehr leicht siedende Produkte erzielt werden, während bei Herabsetzung des Verhältnisses $CO : H_2$ die Bildung von Olefinen erhöht wird.

Gesamtprodukt Normaldruck -Synthese1. Siedeverhalten (ohne Gasol)

Siedebeginn			
	35-40°		
-60	11,5 Gew.%	-260	76,5 Gew.%
-80	20,0 "	-280	81,0 "
-100	28,5 "	-300	85,0 "
-120	36,0 "	-320	88,5 "
-140	43,5 "	-340	91,5 "
-160	50,0 "	-360	94,0 "
-180	56,0 "	Gasol: ca. 12% der gesamten Produkte	
-200	61,5 "	Verhältnis: C ₂ :C ₄ = 40:60	
-220	66,5 "		
-240	72,0 "		

2. Eigenschaften einzelner Fraktionen:

	Gasol	Kerosin-200°	Dieselöl -320°	Paraffin über 320°
d ₁₅	--	0,693	0,765	0,9
Olefine Vol.%	50	35	12	--
Jodzahl	--	--	--	~2
Säuresahl	--	0,005	0,02	--
Stockpunkt	--	--	9	--
Kennsiffer	--	115	255	--
Oktanzahl	--	44	--	--
Cetanzahl	--	--	90	--
Cetanzahl	--	--	103	--

Gesamtprodukt Drucksynthese

1. Siedeverhalten: (ohne Gasol)

Siedebeginn	35-40°	-240	52,0 Gew.-%
-60	7,0 Gew.-%	-260	57,5 "
-80	12,0 "	-280	62,5 "
-100	17,0 "	-300	67,5 "
-120	22,0 "	-320	72,0 "
-140	26,5 "	-340	77,5 "
-160	32,0 "	-360	81,5 "
-180	37,0 "		
-200	42,0 "		
-220	47,0 "		

Gasol: ca. 5 Gew.-% der gesamten Produkte
Verhältnis C₃:C₄ im Gasol 40:60 %

2. Eigenschaften einzelner Fraktionen

	Gasol	Benzin -200°	Dieselsöl -320°	Paraffin > 320°
d ₁₅	---	0,690	0,765	0,9
Olefine Vol.-%	30	18	8	---
Jodzahl	---	---	---	~ 2
Siedekennsiffer	---	115	255	---
Stockpunkt	---	---	9°	ca. 80°
Oktanzahl	---	26	---	---
Cetanzahl	---	---	---	---
Cetanzahl	---	---	---	---
Säuresahl	---	0,005	0,02	ca. 1,5

Neben den flüssigen Primärprodukten und C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffen entsteht aus einem gewissen Teil des umgewandelten Kohlenoxyds mit Wasserstoff Methan. Weiterhin wird der bei Aufspaltung des Kohlenoxydes frei werdende Sauerstoff mit einem Teil des Wasserstoffes aus dem Synthesegas zu H_2O gebunden. Die Umsetzung des eingesetzten Kohlenoxyds erfolgt zu etwa 90%. Der nicht umgesetzte Teil des Synthesegases geht zusammen mit dem neugebildeten Methan in das Restgas. Die Restgasmenge beträgt je nach Art des eingesetzten Synthesegases 30 - 15% der Synthesegasmenge mit einem Heizwert von ca. 2000 WE.

Die apparative Ausbildung der Synthese.

Die Synthesekammern erhalten am Kopfteil das Synthesegas zugeführt, das von oben nach unten durch den Katalysator tritt. Der Katalysator ruht auf aufklappbaren Siebböden, um eine leichte Entleerung nach unten zu ermöglichen. Die Reaktionswärme der Synthese wird an ein wassergekühltes Rohrsystem abgegeben und in Form von Wasserdampf abgeführt. Das Kühlsystem steht deshalb unter Druck und ist mit einer Kesseltrummel nach Art von Dampfkesseln verbunden, die mit den normalen Dampfkesselarmaturen ausgerüstet sind. Die Regelung der Betriebstemperatur des Kontaktes kann bei dieser Anordnung sehr einfach durch Regelung des Dampfdruckes erfolgen.

Für die Entfernung des ausgebrauchten Katalysators erhalten die Synthesekammern einen Trog, aus dem der Katalysator mit einem beweglichen Kratzförderer in Transportgefäße gefördert wird.

Bei der drucklosen Synthese erfolgt die Ausbildung der Synthesekammern nach den Zeichnungen SM 106/B-13-15.

Die rechteckigen Kammern werden von nahtlosen Siederohren horizontal durchsogen. Senkrecht zu den

Rohren stehen 4 Lamellen aus Stahlblech von 1,6 mm Stärke in einem Abstand von 7,4 mm. Um eine gute Wärmeübertragung von den Blechlamellen auf die Rohre zu erzielen, werden diese nach Aufsichten der Blechlamellen durch Durchtreiben einer Kugel oder dergl. etwas aufgeweitet.

In dem abnehmbaren Deckel liegt das Gaseinführungrohr mit eingebautem Messrand, der die Gasbelastung jeder Kammer zu überwachen gestattet. Die Kühlrohre treten durch die Stirnwände der Kontaktkammern und sind in diese eingewalzt. Gruppenweise werden die Kühlrohrenden von Sammelkästen umfasst, die mit der Stirnwand der Synthesekammern verschweisst sind. Diese Sammelkästen werden in der gleichen Weise wie bei Sektionaldampfkesseln mit der Kesseltrummel verbunden.

Die Siebklappen, die als Tragfläche für den Katalysator dienen, sind gemäss Zeichnung SM 106/10 so eingerichtet, dass sie während des Betriebes von aussen betätigt werden können. Gewöhnlich werden vier Synthesekammern zusammengefasst zu einem Block mit gemeinsamen Dampfsammler. Eine solche Anordnung zeigt Zeichnung SM 106/7. Die Synthesekammern werden vollständig isoliert.

Bei der Synthese mit erhöhtem Druck sind die Synthesekammern nach den Zeichnungen SM 106/14 und 15 ausgeführt. Sie bestehen aus schmiedeeisernen zylindrischen Kesseln, die stehend angeordnet werden und zwischen zwei Rohrplatten ein in der Zeichnung SM 106/15 dargestelltes Doppelrohrsystem erhalten. In dem Ringraum zwischen dem Innenrohr und dem Aussenrohr liegt der Katalysator. Das Kühlwasser nimmt den Raum um die Rohre ein und durchströmt die Innenrohre. Auf diese Weise ist für eine intensive Abführung der Reaktionswärme gesorgt. Das System der Kühlung unter Erzeugung von Dampf bleibt unver-

ändert. Entsprechend dem erhöhten Gasdruck ist auch der unter Gasdruck stehende Teil der Synthesekammer druckfest herzustellen. Die Gasführung ist bei diesen Kontaktkammern ebenfalls von oben nach unten. Die Anordnung von vier solchen Synthesekammern in einem Block zeigt Zeichnung EM 106/16.

Als Beispiel für die Gesamtanordnung einer grossen Synthesehalle ist auf der Zeichnung EM 106/11 eine Anlage in halboffener Bauweise mit einem drucklosen Syntheseteil und einem Teil unter erhöhtem Druck dargestellt. Es sind offene Bauweisen in Bau und in Betrieb, bei denen lediglich die Bedienungsräume geschlossen sind, während die Synthesekammern im Freien stehen.

Anordnung der Rohrleitungen, Hilfseinrichtungen und Betriebsüberwachung.

Bei zweistufiger Synthese sollen gewöhnlich 80-70% der Synthesekammern in die 1. Stufe, 20-30% in die 2. Stufe geschaltet werden. Es ist zweckmässig, das Gasleitungsmetz so auszubilden, dass 50% der Synthesekammern auf die 1. und 2. Stufe, 50% nur auf die 1. Stufe geschaltet werden können.

Für die Zwischenbelegung der Katalysatoren in den Synthesekammern sind folgende Einrichtungen vorgesehen:

Ein Gebläse für die stündliche Förderung von ca. 3000 Nm³ wasserstoffreichen, CO-freiem Gas drückt dieses Gas durch eine Sammelleitung, an die jede Synthesekammer angeschlossen ist, durch die zu hydrierenden Öfen. Das im Kontakt befindliche Paraffin wird dabei teils zu niedriger siedendem Öl, teils zu Methan umgewandelt. Hinter der Synthesekammer wird das mit Öldämpfen beladene Hydriergas in einen Kühlwascher gekühlt und von mitgeführten Öl befreit. Es geht dann wieder in den Kreislauf, aus dem jeweils ein Teil methanreiches Gas entnommen und durch frischen Wasserstoff ersetzt wird. Für

diese Einrichtung muss jede Synthesekammer einen Ein- und Auslass erhalten.

Um gegebenenfalls das im Katalysator angesammelte Paraffin weitgehend durch Extraktion entfernen zu können, bevor der ausgebrauchte Katalysator aus dem Ofen entfernt wird, soll eine Leitung zum Füllen der Synthesekammern mit Schwebensin vorgesehen werden.

Erwünscht ist der Anschluss jeder Synthesekammer an eine Leitung, die Schutzgas, wie Kohlendioxid oder Stickstoff, führt.

Bei der drucklosen Synthese werden alle erzeugten Kohlenwasserstoffe mit dem Restgas abgeführt, so dass hierfür keine besonderen Leitungen erforderlich sind.

Bei der Synthese unter erhöhtem Druck werden etwa 35% der gesamten Erzeugung an flüssigen Kohlenwasserstoffen bereits in der Synthesekammer kondensiert und über eine Sammelleitung vom Boden der Synthesekammern getrennt abgezogen und unter Druck Behältern zugeführt.

Die restlichen Produkte werden mit dem Syntheserestgas ausgetragen und in der Kondensation verflüssigt.

Für den Kühlkreislauf der Synthesekammern sind an Rohrleitungen erforderlich:

Speisewasserleitungen, Dampfleitungen für Mittel- und Niederdruck zur Abführung des in der Synthese erzeugten Dampfes und ein Anschluss für Hochdruckdampf an jeder Synthesekammer zum Aufheizen; weiterhin Kesselabschlämmlösungen und Kondensatabführungsleitung.

Überwachungs-Einrichtungen:

Für die Fahrweise der Synthese ist die Temperatur in der Synthesekammer und die durchgesetzte Gasmenge für jeden Ofen von Wichtigkeit. Die Kammer-Temperatur wird geregelt durch ein elektr. oder pneumatisch betätigtes Ventil in der Dampf-Abführungsleitung jedes Ofenblocks. Die

Steuerung dieses Regelventils erfolgt durch den Druck im Dampfraum der Kesseltrommel. Der Regler ist so einrichtet, dass er Drücke von 4 bis 25 atü einzustellen gestattet.

Die durch jede Synthesekammer durchgesetzte Gasmenge wird durch anseigende Staurandmessung bestimmt. Zur Überwachung der Gasumsetzung in den Synthesekammern ist es zweckmässig, eine Anzahl automatischer Analysegeräte zur Ermittlung des CO_2 -Gehaltes im Austrittsgas hinter den Synthesekammern aufzustellen. Diese Geräte gestatten einen Überblick über den Grad der Umsetzung in jedem einzelnen Ofen. Der Grad der Umsetzung des Gases in der Gesamtanlage wird bestimmt durch Gasmengemessung vor und hinter jeder Synthesestufe. Dieses sind die wichtigsten Überwachungs-Einrichtungen für die Synthese. Empfehlenswert sind weiterhin Messeinrichtungen für Spieswasser, Dampf, Hydrierwasserstoff, Registrierung der Gasdrücke und der Dampfdrücke, Einrichtungen zum Überprüfen des Druckverlustes im Gas beim Durchgang durch jede Synthesekammer sollten getroffen werden.

d) Abscheidung der Produkte.

1) Synthese bei atm. Druck.

Die Syntheseprodukte werden in Dampforn zusammen mit dem Restgas aus den Synthesekammern ausgetragen und säurefest ausgekleideten Kühlwaschern zugeführt, die eine Füllung von säurefesten Steinsugringen erhalten. Die Kühlwascher werden mit im Kreislauf unlaufenden Wasser versetzt. Dabei wird das heisse Synthesegas abgekühlt und die schwer siedenden Fraktionen des Syntheseproduktes kondensiert. Die Abscheidung des Öles vom Waschwasser erfolgt in einfachen, säurefest ausgemauerten Scheidegruben oder Scheidebehältern nach dem spez. Gewicht. Das Waschwasser wird danach rückgekühlt und wieder verwendet. Die

abgeschiedenen Fraktionen stellen etwa 50% des gesamten Produktes dar mit einem Siedeanfang von etwa 130°C.

Die Gase verlassen die Kühlwascher mit einer Temperatur von etwa 25°C und werden zur Gewinnung der leichtsiedenden Fraktionen entweder mit Öl gewaschen oder in bekannter Weise einer Aktiv-Kohle-Anlage zugeführt. In beiden Fällen können die in der Synthese gebildeten C₃ und C₄ Kohlenwasserstoffe weitgehend gewonnen werden. Die Absorption der flüssigen Kohlenwasserstoffe ist so vollständig, dass praktisch keine Benzolverluste im Restgas auftreten.

Die in der Aktiv-Kohle bzw. Ölwäsche gewonnenen flüssigen Produkte machen rund 50% der gesamten flüssigen Produkte aus. Daneben werden Propan und Butan, Propylen und Butylen gewonnen.

Für die Kühlwascher ist eine Sonderkonstruktion nach Zeichnung EM 106/6 entwickelt worden.

In dem schmiedeeisernen Mantel werden vier Tragplatten aus gelochten Blechen und ein Zwischenboden (Glockenboden) eingebaut. Der Mantel einschliesslich sämtlicher Stützen und des Bodens erhält eine sorgfältig ausgeführte Auskleidung mit säurefesten Steinen, wobei besonderer Wert auf die Ausführung dieser Ausmauerung an den Stützen zu legen ist. Die Tragplatten und das Tragkreuz für die Siebböden und für den Glockenboden bestehen aus Siromal. Die Berieselung des Turmes erfolgt in drei Stufen durch zentrale Wasserverteilerdüsen. Diese Einrichtung ist ebenfalls aus Siromal hergestellt. Die oberste Berieselung wird mit Frischwasser beschickt, während die beiden tiefer liegenden Berieselungen mit Kreislaufwasser betrieben werden.

Zur Trennung des Waschwassers vom Öl dienen entweder Behälter mit Aluminium-Auskleidung oder säurefest ausgemauerte Gruben. Die Scheidung von Wasser und Öl er-

folgt sehr schnell, so dass die Scheideräume klein bleiben. Da der grösste Teil der in der Synthese gebildeten organischen Säuren im Kühlkreislaufwasser bleibt, ist es zweckmässig, die Pumpen und Rohrleitungen für die Förderung des Kreislaufwassers aus säurebeständigem Material herzustellen. Das Kühlwerk zur Rückkühlung des Kreislaufwassers muss mit Nägeln und Ankern aus nichtrostendem Stahl verarbeitet werden.

Das gewasogene Gas verlässt den Kühlwascher mit einer Temperatur von etwa 25-30°C und führt mit sich alle Kohlenwasserstoffe bis zu etwa 170°C Siedepunkt. Die Abscheidung dieser Produkte aus dem Gas erfordert keine Sondereinrichtungen. Eine Beschreibung erübrigt sich deshalb an dieser Stelle.

2) Synthese bei erhöhtem Druck.

Da die Produkte bei dieser Betriebsweise einen hohen Anteil an hochsiedenden Paraffinen haben, kondensieren unter dem Einfluss des erhöhten Druckes etwa 35% der Gesamtzeugung an flüssigen Produkten in der Kontaktkammer selbst und werden aus dieser flüssig abgesogen. Der Siedebeginn dieses Teils der Produktion liegt bei 200°C.

Der übrige Teil der erzeugten Kohlenwasserstoffe wird wie bei der Synthese unter atm. Druck in Dampfform mit dem Restgas aus den Synthesekammern ausgelesen. Die Kondensation ist gegenüber der normalen Drucksynthese durch den erhöhten Druck sehr erleichtert und kann bis herab zu einem Siedeanfang von 140°C in indirekten Kühlern erfolgen. Da die Produkte ebenso wie das mitgeführte Reaktionswasser sauer sind, müssen diese Kühler aus säurewiderstandsfähigen Stahl hergestellt oder eine Neutralisation mit Alkalien in der ersten Kühlstufe vorgenommen werden. Der Anteil der auf diese Weise zu kondensierenden flüssigen Produkte beträgt etwa 45% der Gesamtzeugung an flüssigen Produkten.

Die leichtsiedenden Produkte einschliesslich der

C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffe können in einer nachgeschalteten Ölwäsche leicht herausgewaschen werden. Die Kondensation kombiniert mit der Ölwäsche kann so eingerichtet werden, dass automatisch eine gewisse Fraktionierung der Produkte erreicht wird. In der Ölwäsche werden rund 20% der flüssigen Produkte und 8-10 g/Nm³ ($CO + H_2$) C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffe gewonnen.

e)

Weiterverarbeitung.

Die Weiterverarbeitung der Primärprodukte hängt von den gewünschten Enderzeugnissen ab. Bestüglich ihrer Verwendungsmöglichkeiten sind die Primärprodukte wie folgt zu charakterisieren:

1) Atm. Druck-Synthese: (siehe Zahlentafel 1)

Die gewonnenen C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffe enthalten etwa 60% C_4 und 40% C_3 Kohlenwasserstoffe, die je zur Hälfte gesättigt und ungesättigt sind. Die Ungesättigten können in bekannter Weise zu hochwertigem Polymerbenzin polymerisiert werden. Die Gesättigten werden gewöhnlich in Flaschen unter einem Druck von 10 - 15 atm. in flüssiger Form abgefüllt und dienen als Treibstoffe für Lastwagen oder als Haushaltsgas zur Beleuchtung oder Brennwecken.

Die in der Aktiv-Kohle-Anlage bzw. Ölwäsche gewonnenen leichtsiedenden Benzine mit einem Siedeanfangspunkt von etwa 145°C und einer Oktanzahl von ca. 60 nach Research brauchen nur stabilisiert zu werden, um in Mischung mit Spaltbenzin und Polymerbenzin oder mit Benzol fertiges Autobenzin zu ergeben.

Die flüssigen Produkte, die höher als etwa 145°C sieden, bestehen zu etwa 20% aus Paraffingasech mit einem Siedeanfangspunkt von etwa 320°C, zu etwa 40% aus einer Dieselöl-Fraktion zwischen 200 und 300°C siedend, aus etwa 25-30 % Schwerbenzin in den Siedegrenzen 140-200°C und etwa 5-10% Zwischenfraktion zwischen 300 und 320°C.

Da die Oktanzahl des Schwerbennsins sehr niedrig liegt, muss es durch einen Reforming-Prozess in der Ölsplatanlage in klopffesten Bennis überführt werden.

Die Dieselölfraktion hat eine Cetanzahl von etwa 90 bis 100 und liegt damit in ihrer Kündwilligkeit sehr erheblich über normalen Gasölen. Diese Fraktion ist also ausserordentlich geeignet, um minderwertige Dieselöle aufzubessern oder in Mischung mit Steinkohlen-Teeröl ein marktfähiges Dieselöl herzustellen.

Der Paraffingatsch dient als Ausgangsmaterial für die Herstellung von Tafelparaffin mit einem Schmelzpunkt von 52°C und von Hartparaffin mit einem Schmelzpunkt von $85-90^{\circ}\text{C}$.

2) Synthese bei erhöhtem Druck.

Der Charakter der Produkte ist gemäss Zahlentafel 2) überwiegend paraffinischer Natur unter Erhöhung des Anteiles an schwer siedenden Produkten. Insbesondere ist der Anteil des Leichtbennsins wesentlich kleiner als bei der Synthese unter atm. Druck, der Anteil der hochsiedenden Paraffine dagegen grösser. Im Prinzip bleibt die Verwendungsmöglichkeit für die Primärprodukte die gleiche.

Entsprechend dem erhöhten Anfall an hochsiedenden Produkten kann die Möglichkeit wirtschaftliches Interesse haben, die über 300°C siedenden Anteile durch mildere Thermische Cracking überwiegend in Dieselöl zu überführen.

Spaltbenzine aus den Primärprodukten werden in vollkommen ausreichender Weise mit Bleicherde raffiniert und danach einer normalen Laugenwäsche unterworfen. Das Spaltbennis spricht gut auf die üblichen Inhibitoren an. Die Bleiemfindlichkeit der gewonnenen Bennis ist gut.

2) Stoff- und Energiewirtschaft.

Der Bedarf an Synthesegas ist durch die früher

angegebenen Ausbeutesahlen bestimmt. Er kann zu 10 bis 15% aus den freien Restgasen der Benzinfabrik durch Spaltung gedeckt werden. 85-90% müssen durch Neueinsatz von Brennstoffen hergestellt werden. Das Syntheserestgas findet zum Teil Verwendung zur Beheizung der Feinreinigung, der Öl-Destillation und der Weiterverarbeitungsanlagen. Der darüberhinaus anfallende Teil kann zur Erzeugung von Dampf und elektrischer Energie verwendet werden, soweit nicht ausserhalb des Betriebes der Benzinfabrik selbst Verwendung hierfür vorhanden ist.

Der Stromverbrauch beträgt bei der Niederdruck-Synthese je nach Art des Vergasungsverfahrens ca. 600 bis 800 kWh je Tonne Autobenbin. Er kann vollständig aus den verfahrensmässig in der Benzinfabrik anfallenden Dampf gedeckt werden.

Bei der Synthese unter erhöhtem Druck beträgt der Bedarf an elektrischer Energie je nach dem angewandten Vergasungsverfahren 1700 bis 2000 kWh je Tonne Autobenbin. Dieser Energiebedarf kann vollständig aus den in der Benzinfabrik selbst anfallenden Dampf- und Restgasen erzeugt werden, wenn keine Synthesegaserzeugung aus Spalt- und Restgasen durchgeführt wird. In diesem Falle ist ein Bruchteil der Gesamtmenge an Energie gesondert zu erzeugen.

g) Anlagekosten und Eisenbedarf für den Bau einer Syntheseanlage

Die Anlagekosten ausgeführter Anlagen liegen bei ca. 600.- RM je Tonne Autobenzin, bei Verwendung von Koks und Koks-ofengas als Ausgangsstoff. Bei Verwendung von Braunkohle als Ausgangsstoff liegen die Anlagekosten wegen der höheren Kosten für die Vergasungsanlagen bis 20% höher. Die genannten Zahlen für die Anlagekosten umfassen die vollständige Benzinsynthese einschliesslich Gaserzeugung und Aufarbeitung der Produkte mit allen Nebenanlagen,

ausgenommen sind die Anlagen zur Katalysator-Herstellung und zur Herstellung der Feinreinigungsmasse. Die Zahlen setzen eine Anlagegrösse von etwa 50 000 Jahrestonnen Autobensin voraus.

Der Bedarf an Eisen und Stahl für eine Synthesanlage einschliesslich Wassergasgeneratoren und Anlagen zur Aufarbeitung der Produkte beträgt etwa 600 kg je Jahrestonne.

Abschrift!

Ruhrenie Aktiengesellschaft
Oberhausen- Holten
Asb/Bchl.

20. Oktober 1932⁹²

Streng vertraulich!

Die Herstellung von Kontaktmasse und Regenerierung von aus-
gebrauchter Masse der Benzinsynthese.

1. Allgemeines:

Abgesehen von den Bedingungen der Fahrweise der Benzinsynthese und der Zusammensetzung der Reinheit des Gases ist bei der Benzinsynthese die Zusammensetzung, Struktur und Körnung des zur Anwendung kommenden Katalysators massgebend für die Ausbeute und Zusammensetzung der erhaltenen Rohprodukte.

Der Kontakt besteht im wesentlichen aus einer Mischung von Kobalt, Magnesiumoxyd und je nach den örtlichen Verhältnissen grösseren und kleineren Zusätzen an Thoriumoxyd, welche Kasserst fein verteilt auf ein geeignetes Trägermaterial, und zwar eine Kieselgur bestimmter Struktur und Zusammensetzung aufgebracht wird. Der heutige Kontakt besteht aus:

200 Tl. Kieselgur
100 Tl. Kobaltmetall
8 Tl. Magnesiumoxyd
2,5- 5 Tl. Thoroxyd.

Während für die Hauptbestandteile des Katalysators die chemische Zusammensetzung massgebend ist, die analytisch leicht überprüft werden kann, ist naturgemäss bei dem Trägermaterial neben der chemischen Zusammensetzung auch Anzahl und Art der Diatomeen massgebend, d.h. über seine Eignung entscheidet neben einer mikroskopischen Untersuchung letzten Endes nur die katalytische Erprobung selbst. Es ist aber so, dass sich die verschiedensten Kieselgursorten als für diese Zwecke gut brauchbar erwiesen haben. Ferner gelingt es meistens, nicht direkt, verwendungsfähige Sorten durch einen einfachen Aufbereitungsgang für diese Zwecke brauchbar zu machen.

Der sorgfältig hergestellte Katalysator, der je nach den Betriebsbedingungen 5-7 Monate in ununterbrochenem Betrieb gehalten werden kann, wird nach dieser Betriebszeit einem Regenerierungsprozess unterworfen, bei welchem er von den Fremdstoffen, wie teerige Produkte und Schwefel befreit wird und auf neue Kieselgur aufgetragen wird.

Die sog. Katalysatorfabrik, die dieser Erzeugung dient, muss

also sowohl der Herstellung von neuem Kontakt dienen als auch der Regenerierung jenes Katalysators der nach einer bestimmten Laufzeit aus den Benschöfen ausgebracht wird.

Nach einer ersten Füllung mit neuer Masse hat die Katalysatorfabrik vornehmlich die ausgebrauchte Masse zu regenerieren und nur jene Menge aus frischem Kobalt herzustellen, die infolge der unvermeidlichen Verluste ersetzt werden muss. Diese Verluste setzen sich aus Manipulationsverlusten beim Füllen und Entleeren der Öfen zusammen, sowie aus jenen geringen Mengen, die in Staubform in Synthesegas mitgerissen werden und sich vorwiegend in den Kühlern und Abscheidern wieder finden. Ein kleiner Verlust ergibt sich ferner bei der Regenerierung des Kontaktes. Diese gesamten Verluste liegen erfahrungsgemäss niedrig und können bei einer gut geleiteten Anlage mit ca. 5-10%/Jahr eingesetzt werden.

2. Herstellung von Frischkontakten:

Diese Fabrikation dient also der 1. Füllung mit Kontaktmasse der neuen in Betrieb kommenden Benschöfenanlage, sowie der Deckung der vorerwähnten Verluste im normalen Betrieb. Die Herstellung gliedert sich in folgende Unterstationen:

- a) Anflüsung der für die Katalysatorerzeugung vorgesehenen Grundstoffe, so vorwiegend Kobalt, Magnesiumoxyd und etwas Thorium-Hydrocarbonat in Säure, am zweckmässigsten in den meisten Fällen in Salpetersäure; hierauf wird diese Lösung mittels Filterpressen klarfiltriert und evtl., falls notwendig, von anderen chemischen Verunreinigungen, z.B. Kalk, falls dieser in den Rohstoffen in grösserer Menge vorhanden sein sollte, weiter gereinigt.
- b) Einstellung, Dosierung und Fällung dieser Lösung mit Soda und nachfolgende Aufbringung auf die Trägermasse. Diese Herstellung bildet den wichtigsten Teil der Katalysatorerzeugung. Die Arbeitsweise ist massgebend für die Schaffung der richtigen Verteilung auf dem Träger; Fehler an dieser Stelle wirken sich in der Laufzeit der Kontaktmasse aus.

- c) Anschliessend daran erfolgt die Trocknung und Körnung des Materials, wobei es darauf ankommt, ein gleichmässiges und verhältnismässig hartes Korn zu erhalten, ohne die Oberfläche der einzelnen Kügelchen oder Schotterteilchen durch die Bildung einer dichteren Schicht zu zerstören. Der sich bildende Staub wird abgetrennt und zurückgeführt.
- d) Dieser gekörnte und getrocknete sog. Rohkontakt wird in einer Reduktionsanlage der Einwirkung von Wasserstoff bestimmter Temperaturen ausgesetzt und hierbei unter möglicher Schonung anderer Bestandteile ein gewisser Teil des Kobalt-Oxydes und -Karbonates in Metall überführt.
- e) Nach einer Kühlung dieses heissen Kontaktes mit Wasserstoff oder Stickstoff erfolgt die Tränkung mit Kohlensäure oder Öl, die es gestattet, den Kontakt so weit vor der Oxydation zu schützen, dass die Überfüllung in die Transporteinrichtungen und später das Einfüllen dieser Kontakte in die Benzinsöfen ohne besondere Schutzmassnahmen erfolgen kann. Es genügt während des Transportes und während der Einfüllung ein kleiner Zusatz von Kohlensäure.

3. Regenerierung von ausgebrauchter Masse:

Während in Vorhergehenden die Fabrikation der Katalysatormasse beschrieben wurde, ausgehend von reinem Kobalt, Magnesium und Thorium, wie dies für die Herstellung der 1. Füllung notwendig ist, ergibt sich für den normalen Betrieb einer Benzinsynthese die Forderung, die aus den Benzinsöfen ausgebrachte Masse zu verarbeiten. Es hat sich hierbei, wenigstens bisher, als richtig und wirtschaftlich erwiesen, in 1. Linie die Kobaltmenge und einen Teil des Magnesiums als saure Lösung abzutrennen und nach einer sorgfältigen mechanischen und chemischen Reinigung in den Prozess an der Stelle a) der früher beschriebenen Frischherstellung einzusetzen.

Eine direkte Regenerierung gemeinsam mit der Kieselgur hat

keine guten Resultate ergeben, da bei der in Frage kommenden Säurekonzentration durch die Auflösung bestimmter Bestandteile der Kieselgur die Aktivität so regenerierter Kontakte leidet. Bei den verhältnismässig geringen Kosten der benötigten Kieselgur empfiehlt es sich, diese abzutrennen und für andere Zwecke zu verwenden (s.B. Isolation etc.). Es hat sich auch als richtig erwiesen, einen Teil des Magnesiums während des Reinigungsprozesses der Kobaltlösung abzutrennen und ausscheiden.

Da die in den Bensenanlagen ausgebrachten Kontakte naturgemäss noch einen Teil der während der Produktion entstandenen Produkte in der Masse enthalten, sind Vorstufen notwendig, die sich wie folgt aneinanderreihen:

- a) Es empfiehlt sich, den aus den Bensenöfen ausgebrachten Kontakt, falls er noch pyrophor ist, in einer eigenen Fabrikationsstufe, der sog. Oxydationsanlage, schonend zu oxydieren und evtl. teilweise von seinem Paraffingehalt zu befreien. Im allgemeinen ist anzustreben, dass der Kontakt aus den Synthesöfen mit wenig Paraffin und nicht entzündlich zur Regenerierung geliefert wird.
- b) Der wieder gekühlte Kontakt wird nun in einer eigenen sog. Lösestation mit Säure behandelt, wobei Kobalt, Magnesium und Thorium in Lösung gehen. allerdings auch einige Bestandteile der Kieselgur. Anschliessend wird die Kieselgur selbst in einer Filterstation abgetrennt.
- c) Die erhaltene Lösung wird in einer sog. Verfallungsstation von einem Grossteil der Verunreinigungen, in erster Linie Eisen, Aluminium und Kupfer durch partielle Fällung mit Soda befreit. Dabei fällt alles Thorium mit aus. Die im Eisenschlamm enthaltene Thoriummenge wird nun in einer eigenen Station aufgearbeitet, oder falls nur ein geringer Thoriumgehalt vorhanden war, kann dieser Schlamm verloren gegeben werden oder anderen Zwecken dienen.
- d) Die weitere Reinigung erfolgt nunmehr durch Zusatz von Natriumfluorid, um in erster Linie gewisse

Kalkmengen abzutrennen, die im weiteren Prozess der Katalysatorherstellung schädlich wirken würden.

Die so erhaltene Lösung ist dann mit jener, die man aus frischem Kobalt herstellt, identisch, so dass der weitere Prozess nunmehr wie unter 2) erfolgt.

Einen Überblick über den Prozess der Kontaktherstellung gewährt das mitfolgende Fluss-Bild.

Übersicht über den wichtigsten Apparatebedarf.

Aus den beiliegenden Projektzeichnungen und Skissen sowie anhand der Produktionsschemen und einiger Werkstattzeichnungen ist Art und Bedarf der wesentlichsten Apparaturen ungefähr zu entnehmen.

Die Zweckmässigkeit der Anwendung verschiedener Filter-Einrichtungen, bestimmter Pressen etc. ist bedingt durch die Fabrikationsgefässe, die für die Katalysatorfabrik anzuordnen sind. Es wurde daher sowohl ein Schema ausgearbeitet, das für eine verhältnissmässig kleine Anlage infrage kommt, als auch für eine Anordnung unter Zugrundlegung möglichst kontinuierlicher Prozesse, wenn es möglich ist, eine Grossfabrikation zu errichten, also an eine Aufstellung grösserer Absetzgefässe, Dorr-Eindicker etc. gedacht werden kann; hierdurch liess sich eine wesentliche Einsparung von Arbeitskräften erzielen.

Die einzelnen Stationen sind in den Zeichnungen gekennzeichnet, desgleichen ist in einem Fliesschema der Arbeitsgang übersichtlich dargestellt.

Für eine verhältnissmässig kleine Anlage liegen weiter ungefährere Anordnungspläne bei.

Ferner sind näher dargestellt:

Lösegefässe, Füllgefässe, Filtereinrichtungen, Reduktionsanlage und sonstige Nebenapparate, deren Wirkungsweise aus dem Fabrikationsschema hervorgeht.

Über die Mengenverhältnisse gibt ein Mengenfliesschema ungefähren Aufschluss.

Die Herstellung von Feinreiniger-Masse zur Entfernung des Restschwefels aus dem Synthese-Gas der Bessin-Anlage.

Wie aus den Vorbergehenden bekannt, ist es für die Arbeitsweise der Kontakte in den Öfen der Bessin-Anlage von ausschlaggebender Bedeutung, dass das zur Umsetzung kommende Synthese-Gas nicht nur weitgehendst von dem anorganischen Schwefel sondern auch von möglichst allen organischen Schwefelverbindungen befreit wird. Diese restliche Befreiung geschieht nach der normalen Schwefelreinigung durch eine sogenannte Feinreiniger-Anlage bei erhöhter Temperatur, in welcher als Kontakt eine Spezial-Masse eingesetzt ist, die wir als Feinreiniger-Masse bezeichnen. Die Menge der benötigten Feinreiniger-Masse richtet sich naturgemäß nach der Zusammensetzung des Gases bzw. nach den zur Verarbeitung kommenden Kohlen, Koks oder sonstigen Rohstoffen. Unter mittleren Verhältnissen muss man bei einer zur Verarbeitung kommenden Gasmenge von 100 000 cbm/Stunde mit einer Fabrikation von ca. 10 t Feinreiniger-Masse/Tag rechnen. Die fertige Feinreiniger-Masse setzt sich ungefähr zusammen aus:

62-64 Teilen Luxmasse
 33 " Na_2CO_3
 3-5 " Wasser.

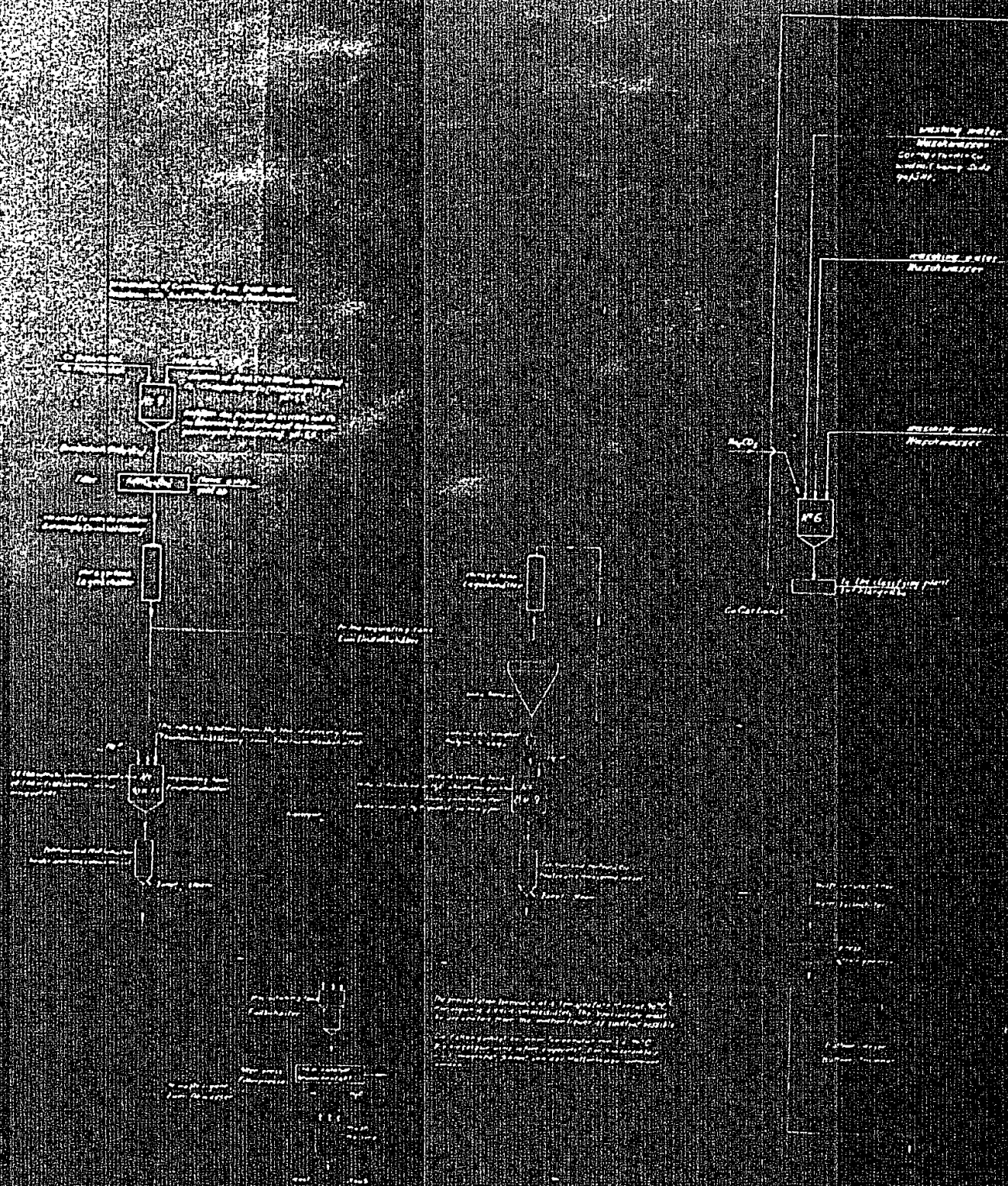
Die Herstellung ist verhältnismässig einfach. Es wird Luxmasse mit einem Wassergehalt von ungefähr 50-60% mit einer entsprechenden Menge calcinierter Soda, d. i. je nach dem Wassergehalt $\frac{1}{4}$ - $\frac{1}{5}$ des Gewichtes der Luxmasse, unter Zusatz der aus der Körnungsanlage rückkehrenden Staubmenge vermischt und in einem Koch-Nischer bekannter Konstruktion geknetet.

Die auf diese Weise homogenisierte rohe Masse wird über ein Fasersieb besonderer Konstruktion verteilt und in den Trockner eingetragen. Hier erfolgt die Trocknung bis auf 3-5% H_2O .

Die getrocknete Masse wird in einer anschliessenden Körnungs-Apparatur auf die bestimmte Korngrösse gebracht, die je nach dem verwendeten Gas und die infrage kommenden Feinreiniger-Apparate grösser oder kleiner gehalten wird.

Derzeit sind günstige Versuche im Gange, statt des gekörnten, kantigen Materials eine Art granulierten Material herzustellen. Die Anordnung der Apparatur sowie die Konstruktion der wichtigsten Teile geht aus den beiliegenden Zeichnungen hervor.

Arbeitsfolge bei der Herstellung von Frischkon ausgebrauchter Masse.



Washing water
Mischwasser
Klärung
Fällung
Filtration
Trocknung

Washing water
Mischwasser

Washing water
Mischwasser

to the classifier plant

to the classifier plant

to the classifier plant

to the classifier plant

to the classifier plant

to the classifier plant

Apparate-Schema für eine Groß-Ölraff

Stromerzeugung

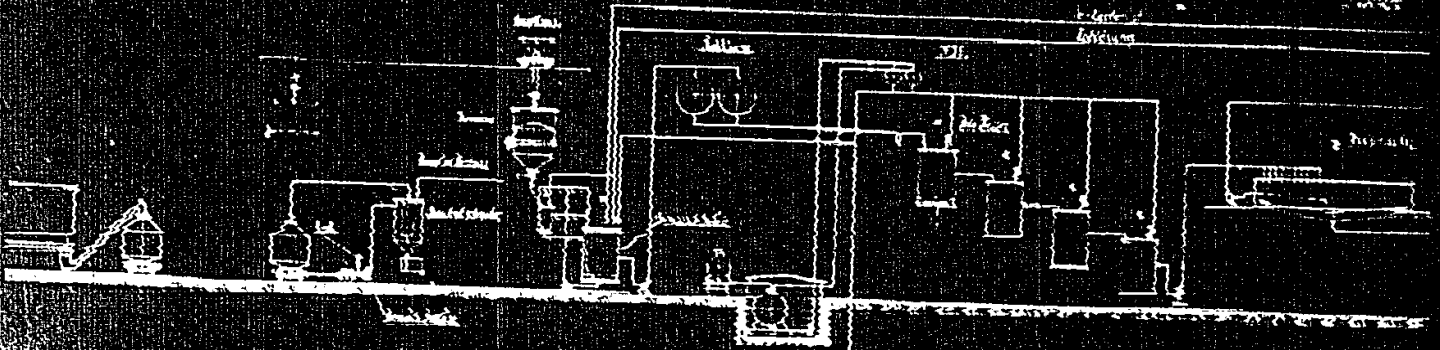
Erwärmer

Flüssigschwefel

Wasserdampf

Wasserdampf

Strom



Wasserdampf

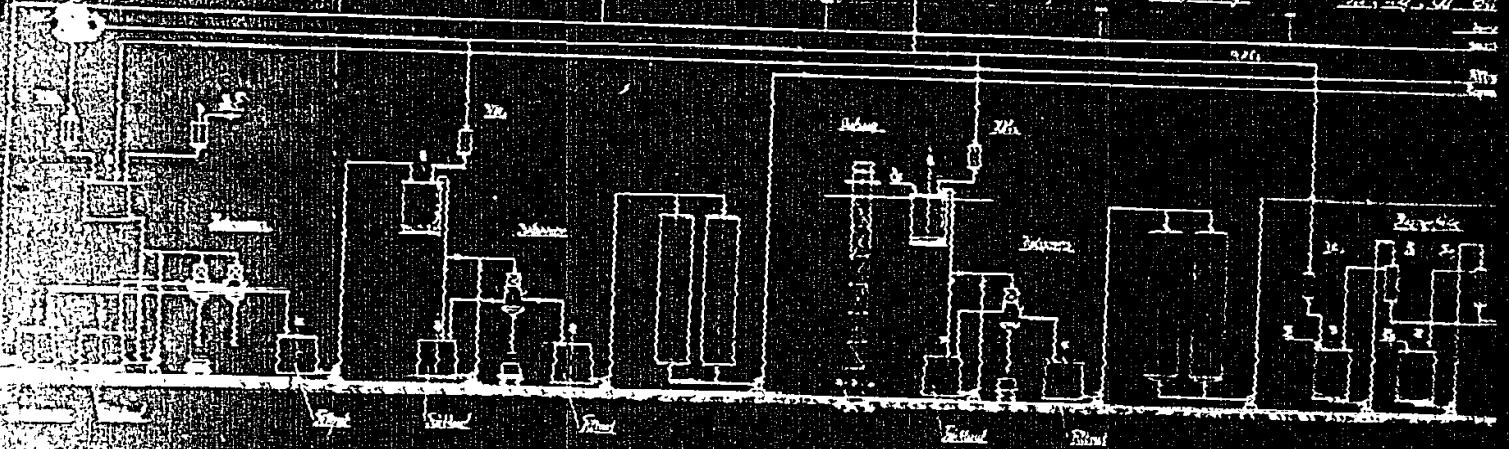
Erwärmer

Flüssigschwefel

Wasserdampf

Wasserdampf

Strom



Wasserdampf

Erwärmer

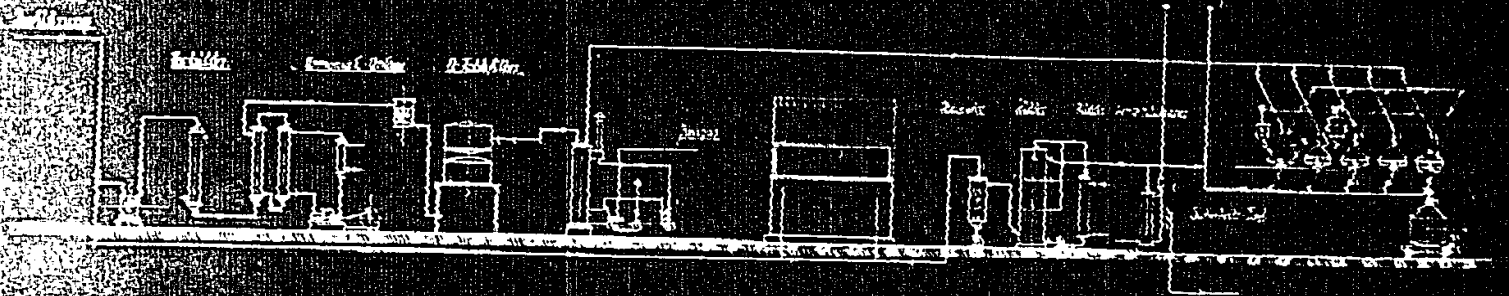
Flüssigschwefel

Wasserdampf

Wasserdampf

Strom

Strom



Groß-Anlage zur Regenerierung und Färberei der Honatinsäure

