

GENERAL SUBJECT

REPORT OF THE RUHRCHEMIE, A.G. ON PLANT OPERATION IN ITS FISCHER-
TROPSCH UNIT

Attention: Liquid Fuels and Lubricants Subcommittee

Source of Documents: Ruhrchemie, A.G., at Sterkrade-Melten

Filed by: Industry Branch, FIAT

Date: July 15, 1946

Translation for, 0011
Peter W. Sheppard
Liq. Fuels Subcommittee

II.

FISCHER-TROPSCH-ANLAGE

Die Fischer-Tropsch-Anlage dient zur Erzeugung von Kohlenwasserstoffen auf synthetischem Wege. Die Anlage gliedert sich in folgende Produktionsbetriebe:

- 1). Wassergaserzeugung
- 2) Synthesebetrieb
- 3) Nachverarbeitung
- 4) Paraffinanlage
- 5) Schmierölanlage

II.

Allgemeiner Überblick

Die Syntheseanlage der Ruhrchemie zur Erzeugung von Kohlenwasserstoffen nach dem Fischer-Tropsch-Verfahren benutzt als Rohstoffbasis Koks. Aus diesem wird in bekannter Weise durch wechselnde Einwirkung von Luft und Wasserdampf in einer voll automatisch arbeitenden, mit Abhitzeverwertung versehenen Generatorenanlage Wassergas, also das für die Synthese erforderliche Kohlenoxyd-Wasserstoff-Gemisch erzeugt. Mit Rücksicht auf die Aktivität und Lebensdauer des hochempfindlichen Synthesekontaktes muss das Gas weitgehend von Schwefelverbindungen befreit werden. Dies geschieht für den Schwefelwasserstoff durch eine Trockenreinigung über Luxmasse und für den organisch gebundenen Schwefel durch eine Heissreinigung über geformter sodahaltiger Luxmasse.

Die Synthese erfordert nun ein wasserstoffreicheres Gemisch als es das Wassergas darstellt, nämlich etwa dem für die Kohlenwasserstoffbildung nötigen Verbrauchsverhältnis 1:2 entsprechend. Zu diesem Zweck wird ein Teil des erzeugten Wassergases durch katalytische Umsetzung mit Wasserdampf in Konvertgas verwandelt und dem übrigen Wassergas wieder zugemischt. Dieses geschieht bei der Normaldrucksynthese direkt, bei der Mitteldrucksynthese nach vorheriger getrennter Kompression der beiden Gaskomponenten auf 8 - 10 atü wobei man sich den Druck zunutze macht, um die Kohlensäure des Konvertgases in einer Druckwasserwäsche zu entfernen, um so zu einem inertärmeren Synthesegas zu gelangen.

Beide Syntheseverfahren bedienen sich desselben Kontaktes, der die Oxyde von Kobalt, Magnesium und Thorium auf Kieselgur als Träger enthält und arbeiten praktisch im gleichen Temperaturbereich von 180 - 200°C. Der wenig erhöhte Druck bewirkt bei der Mitteldrucksynthese eine stärkere Verschlebung in der Siedelage der Produkte derart, dass auf Kosten der leichteren, benzinartigen Kohlenwasserstoffe schwerere, insbesondere grössere Mengen an höher schmelzenden Paraffinen gebildet werden. Die Aufarbeitung des Synthesegases geschieht im zwei- bzw. dreistufigen Verfahren unter jeweiliger Zwischenkondensation der ölartigen Produkte und des Reaktionswassers durch direkte bzw. indirekte Wasserkühlung. Die Herausnahme der Benzindämpfe sowie der für Treibstoffzwecke brauchbaren gasförmigen Kohlenwasserstoffe erfolgt in einer nachgeschalteten Adsorptionsanlage mit Aktiv-Kohle, in

Falle der Mitteldrucksynthese nach vorheriger Entspannung der dampfhaltigen Endgase.

Durch destillative Behandlung der so gewonnenen Rohprodukte in einer Nachverarbeitungsanlage werden Treibgas und Benzin (Stabilisierungsanlage), Dieselöl und Kogasin (Fraktionierungsanlagen), Gatsch, Tafelparaffin und Hartwachs (Paraffinanlage) gewonnen.

Die erreichbare Höchstproduktion der beiden Synthesenanlagen beläuft sich auf 70.000 t an Kohlenwasserstoffen jährlich. Hiervon werden etwa 50 % von der Aufbaustufe I geleistet, die entsprechend dem Umfang der Beschädigungen zunächst die Wiederinstandsetzung der Mitteldrucksynthese, der zugehörigen Wassergaserzeugung und der übrigen erforderlichen Betriebs-einrichtungen vorsieht.

Die Aufteilung des nach beiden Syntheseverfahren anfallenden Gesamtproduktes sieht etwa folgendermassen aus:

		<u>Normaldrucksynthese</u>	<u>Mitteldrucksynthese</u>
Propan, Butan	Treibgas	13 Gew. %	9 Gew. %
Siedebereich 35 - 160°	Benzin	45 "	36 "
" 160 - 230°	Dieselöl	18 "	16 "
" 230 - 320°	Kogasin	16 "	18 "
" 320 - 400°	Gatsch	5 "	12 "
" 400 - 460°	Tafelparaffin	1 "	2 "
" oberhalb 460°	Hartwachs	2 "	7 "

Angegliedert ist eine Anlage zur Erzeugung von synthetischen Schmierölen. Die hierzu als Ausgangsmaterial benötigten olefinischen Kohlenwasserstoffe werden in einer Dubbs-Anlage durch thermische Spaltung von Kogasin und Gatsch erhalten. Die Polymerisation der Olefine erfolgt mittels Aluminiumchlorid. Die gebildeten Rohpolymerisate werden entchlort, filtriert und anschliessend in einer Atmosphären- und Vacuum-Destillation aufgearbeitet. Die Kapazität der Anlage beträgt max. 18.000 t jährlich. Die Leistung der vorhandenen Dubbs-Spaltanlage reicht allerdings nur hin, um das Ausgangsmaterial für eine Produktion von 12.000 t Schmieröl jährlich zu erzeugen, wobei gleichzeitig Fremdprodukt mit eingesetzt werden muss. Der Zustand der Anlage erlaubt die Wiederherstellung dieser Produktionshöhe. Soll die volle Leistungsfähigkeit der eigentlichen Schmierölsynthese ausgenutzt werden, so muss eine der Spaltanlagen, wie sie auf anderen

Synthesewerke vorhanden sind, mit betrieben werden unter Einsatz von weiterem Fremdprodukt.

Beigefügt sind die Beschreibungen der einzelnen Prozesse und Anlageteile, die dazu gehörigen Schemata und Fließbilder sowie nähere Angaben über den Zustand und die erforderlichen Instandsetzungsarbeiten in den einzelnen Betrieben.

Eine im Bau befindlich gewesene Syntheseanlage hatte, unter Verwendung der vorhandenen Mitteldruck-Kontaktöfen, die direkte Erzeugung von olefinreichen Kohlenwasserstoffen zum Zweck, um Schmieröle und Fettalkohole herzustellen. Diese Synthese gelingt unter Verwendung von Wassergas im Kreislaufverfahren, wobei das Verhältnis von Frisch- zu Umlaufgas 1 : 3 beträgt und zwar unter den Bedingungen der Mitteldrucksynthese bei etwas erhöhten Temperaturen und unter Verwendung desselben Katalysators. Zwecks Aufarbeitung sollte das hierbei anfallende Endgas unter Zusatz von Konvertgas der nachgeschalteten Normaldrucksynthese zugeführt werden.

II/1) Wassergaserzeugung, einschließlich Speisewasseraufbereitung und Rückkühlanlage

hierzu Zeichnungen: Mappe II/1

Allgemeines:

Das zur synthetischen Gewinnung von Kohlenwasserstoffen benötigte Wassergas wird in einer nach dem System von Humphreys and Glasgow in London vollautomatisch arbeitenden Generatorenanlage erzeugt. Erbauerin der Anlage ist die Firma Demag in Duisburg als Lizenznehmerin.

Insgesamt vorhanden sind 14 Generatoren, davon 7 mit einem Schachtdurchmesser von 3450 mm, erstellt im Jahre 1936 (Ausbau I), 4 mit einem Schachtdurchmesser von 3550 mm, erstellt im Jahre 1938, sämtlich mit nasser Ascheausstragung und weitere 3 mit demselben Schachtdurchmesser, aber trockener Ascheausstragung, erstellt im Jahre 1943 (Ausbau II), zu beiden Seiten des Maschinenhauses angeordnet. Die entsprechenden Gasleistungen betragen ca. 6200 bzw. 6800 Nm³/h. Unter Berücksichtigung der notwendigen Reserven für Instandhaltung und Betriebsstörungen hat die Anlage eine Gesamtleistung von 65 000 Nm³/h. Der Bedarf an Koks der Körnung 40 - 100 mm und mindestens 85 % Kohlenstoffgehalt in einer Menge von 1000 t täglich wird durch benachbarte Kokereien gedeckt. Der Transport erfolgt durch Spezialzüge. Die 10 t fassenden Kokakübel werden von 2 Laufkränen von je 16,5 t Tragfähigkeit erfasst und über den Koksbankern zum Entleeren gebracht.

Für die Deckung des Kühlwasserbedarfes ist ein besonderes Rückkühlwerk mit 2 Kühltürmen vorhanden. Das notwendige Speisewasser liefert eine zentral gelegene Wasseraufbereitungsanlage, die gesondert beschrieben ist.

Anlage und Apparate:

Jede Generatorgruppe besteht aus dem Generator und dem darüber angeordneten Koksunker von 240 t Fassungsvermögen, mit den notwendigen Einrichtungen für die Beschickung mit Koks und der Ascheausstragung, der Zündkammer, der Gasvorlage, dem Abhitzekessel und dem Wascher.

Der zylindrisch ausgebildete Generator ist im unteren Teil zu einem Mantelkessel (A) für Niederdruckdampf (2,5 atü) ausgebaut. Seine kühlende Wirkung auf den Generatoreninhalt verhindert das Festbacken von Schlacke. Das Oberteil ist mit feuerfesten Steinen ausgemauert und trägt oben die Beschickungseinrichtung (B), die

0016

wie eine Schleuse mit einem oberen und inneren Abschlussorgan ausgerüstet ist. Der zur Austragung der Asche drehbar angeordnete Rost (C) ist gegen die Außenluft durch einen Wasserverschluss gesichert. Diese Einrichtung ist als eine grosse Wanne ausgebildet und mit Wasser gefüllt. Eine besondere Tauchschiere, die unter dem Mantelkessel angeordnet ist, taucht in das Wasserbad ein. Die Wanne selbst trägt den oval ausgebildeten Rost, der am oberen Teil aus treppenförmig abgesetzten Ringen besteht. Zwei beiderseits angeordnete Schaufeln greifen in die Wanne ein. Durch Drehung des Rostes wird so die Asche über den Rand der Wanne nach aussen abgeworfen und über Rutschen (D) in Hängebahnkübel (E) abgezogen. Bei den 3 zuletzt errichteten und mit trockener Ascheaustragung versehenen Generatoren wird die Asche durch die Schaufeln in 2 Asche-taschen gedrückt und von Zeit zu Zeit in die Hängebahnkübel entleert. Zur Aufnahme der gesamten Asche dienen 2 Bunker in Höhe des Maschinenhauses mit einem Fassungsvermögen von je 65 t. Der Abtransport erfolgt durch Eisenbahnwagen.

Die anschliessend angeordnete Zündkammer (F) ist mit dem Generator durch eine seitlich angeschlossene Leitung, die auch ausgemauert ist, verbunden. Sie selbst, von etwa 3,5 m Durchmesser, enthält ein feuerfestes Mauerwerk und einen Einbau aus kreuzweise angeordneten Gittersteinen.

Im unteren Teil ist die Zündkammer mit dem Abhitzeessel (G) verbunden. Dieser dient der Erzeugung von Hochdruckdampf (18 atü). Vor und hinter dem Rohrbündel sind feuerfest ausgekleidete Kammer angeordnet. Die der Zündkammer zugeordnete Kammer enthält den Überhitzer, der aus 13 einzelnen Rohrschlangen besteht. Die auf der Ausgangsseite des Kessels befindliche Kammer hat Anschluss an den Kamin (H), der die Abgase bis über das Dach führt. Im Zuge dieses Kamins ist ein Verschlussorgan, die Kaminklappe (I), vorgesehen.

Bei mehreren Generatorengruppen ist zur Abscheidung des Flugstaubes aus dem Blasegas eine besondere Vorlage (K) zwischengeschaltet, in der durch Umkehren des Gasstroms oberhalb einer Wasserfläche der Staub von dem Vorlagenwasser festgehalten und fortgeschlämmt wird.

Die Gasvorlage (L) ist ein zylindrischer Apparat von 3 m Durchmesser, der bis zu einer bestimmten Höhe mit Wasser gefüllt ist. In dieses Wasser taucht die der Abführung des erzeugten Wassergases dienende Leitung mit einem Tauchrohr ein, als Sicherung gegen das Rückströmen von Gas aus dem Gasbehälter.

0007

Der Kühlung und Reinigung des erzeugten Wassergases dienen Wascher (H) von 3,5 m Durchmesser und 10 m Höhe, die zum Schutz gegen Korrosionen mit einer säurefesten Ausmauerung versehen sind. Im Innern befinden sich kreuzweise angeordnete Horden aus Holz, die fast die ganze Höhe der Wascher einnehmen. Die Horden werden von oben her mit Rückkühlwasser beriechtelt. Die Gasaustritte liegen oben und sind zu einer Sammelleitung (N) zusammengefasst, die zu einem Wassergasbehälter von 20 000 m³ Inhalt führt.

Das von Waschern und Vorlagen der einzelnen Gruppen ablaufende Wasser wird über ein besonderes Kanalsystem einer Kläranlage (O) und von dort mittels Pumpen der Rückkühlanlage zugeführt.

Die für das Heissblasen des Kokes notwendige Luft wird durch insgesamt 9 im Maschinenhaus untergebrachte Gebläse (P) erzeugt. Die Gebläseleistungen betragen 54 000 Nm³/h und 850 mm WS Pressung (Ausbau I) und 60 000 Nm³/h mit 1000 mm WS Pressung (Ausbau II). Der Antrieb dieser Gebläse erfolgt vorzugsweise mit Dampf und in 2 Fällen elektrisch. Die Luft wird im Maschinenhaus durch unterirdisch angelegte Saugschächte eingesaugt und durch oberirdisch verlegte Windleitungen von 1000 - 1400 mm Durchmesser den einzelnen Generatorengruppen zugeführt.

Das Maschinenhaus enthält weiter eine Station (Q) zur Erzeugung des für den automatischen Betrieb der Anlage notwendige Presswassers von 35 - 40 atü. Dem laufenden Betrieb dienen 2 Kreiselpumpen von je 375 l/min. Leistung. Zur Reserve sind noch 4 Kolbenpumpen von je 125 l/min. Leistung vorhanden.

Schliesslich sind die für die Versorgung der Mantelkessel und der Abhitzeessel mit Speisewasser notwendigen Pumpen (R) hier installiert. Vorhanden sind 2 Dampfpumpen mit je 90 m³/h Leistung und eine Elektropumpe mit 270 m³/h Leistung.

Zur Einhaltung genauester Schaltzeiten an den Generatoren besitzt jede Generatorengruppe einen sogenannten Steuerbock (S). Die für das "Blasen" und "Gesen" notwendigen Umstellungen der vorhandenen Gasschieber, Druckschieber, Windschieber und Beschickschieber werden von dem Steuerbock über hydraulische Steuerventile und elektrische Antriebe vorgenommen. Jedem Schieber innerhalb einer Generatorengruppe ist ein Steuerventil im Steuerbock zugeordnet. Dieses wird über besondere Hebel und Gestänge in einem bestimmten Turnus, der innerhalb bestimmter Grenzen veränderlich einzustellen ist, vorgenommen. Zur Verhinderung von Fehlschaltungen und Explosionen ist eine mechanisch arbeitende Überwachungsanlage eingebaut, die jede einzelne Schieberbewegung genau kontrolliert und im

Falle von Fehlschaltungen den Steuerbock zum Stillstand bringt. Die Hebel und Gestänge, die die Steuerventile betätigen, werden über einen Synchronmotor und Getriebe bewegt. Durch besonders aufgestellte Kontakteinrichtungen wird auch der Druck der Gebläseluft in den Windleitungen überwacht, da auch der Ausfall der Gebläse schwere Störungen nach sich ziehen könnte. Diese Kontakteinrichtungen können ebenfalls den Steuerbock zum Stillstand bringen. Die weiter unten beschriebene Betriebsweise der Anlage ergibt Blasezeiten von 60 Sek. und Gasezeiten von 90 Sek. Dauer. Die Windgebläse im Maschinenhaus sind nun so aufgestellt und eingerichtet, dass eine Gebläseleistung jeweils für den Betrieb von 3 Generatoren ausreicht. Die Steuerböcke sind in ihren Schaltzeiten so eingerichtet, dass ein Generator nach dem andern in einer vorher festgelegten Reihenfolge zum Blasen kommt. Durch Verwendung von Synchronmotoren an den Steuerböcken wird eine Verschiebung der Schaltzeiten verhindert. Eine besondere Umformerstation versorgt die Synchronmotore mit Strom. Die Einstellung der Schaltzeiten erfolgt über diese Umformerstation zentral für sämtliche Generatoren.

Betriebsweise:

Der im Generator gestapelte glühende Koks erfährt durch Einblasen von Dampf (T) (2,5 atü) eine Umformung zu Wassergas. Dieses Gas tritt über das Verbindungsrohr in die Zündkammer (P) ein und von dort über eine Gasleitung zur Vorlage (L), durchschlägt die Wassertauchung und gelangt nach Durchströmen des Waschers (W) in die Gassammelleitung (N). Durch die endotherme Wassergasreaktion erfährt der Koksgehalt des Generators eine Abkühlung, sodass die Gaserzeugung innerhalb kurzer Zeit stark nachlässt. Deshalb wird nach einer bestimmten Gasezeit die Dampffuhr (T) abgestellt, der Windschieber (U) geöffnet und Luft von unten her in den Generator geblasen. Das aus dem Generator abströmende, noch Kohlenoxyd enthaltende Blasegas wird in der Zündkammer (P) mit weiteren Luftzusatz (V) verbrannt. Die hierbei freiwerdende Wärme speichert sich in der Zündkammer (P) und dient der Dampferzeugung im nachgeschalteten Abhitzeessel (G). Über den Kamin (H) und das Kaminventil (I) können die nicht mehr nutzbaren Rauchgase ins Freie abströmen. Nach etwa 60 Sek. langer Blasezeit wird wieder eingeschaltet zum Gase. Die Windschieber (U) werden geschlossen, ebenso das Kaminventil (I) und der Dampfschieber (T) geöffnet. Um zu verhindern, dass durch Gase und Blasen von unten das Feuer im Generator nach oben wandert, ist die Gasezeit nochmals unterteilt und zwar in ein Gase von unten mit etwa 50 Sek. und ein solches

von oben mit etwa 40 Sek. Im letzteren Falle wird der Dampf über die Zündkammer (V) geführt und dort überhitzt. Das Gas strömt unten durch den Korb ab und wird durch eine besondere Leitung (W) von hier aus ebenfalls der Gasvorlage (L) zugeführt.

Für die Erzeugung von 1 m³ Wassergas ist etwa 1 kg Dampf notwendig. Hiervon werden 1/3 im Mantelkessel des Generators und 2/3 im Abhitzekeessel erzeugt. Der im Abhitzekeessel erzeugte Hochdruckdampf von 13 atü wird über die Antriebsturbine der Windgebläse auf 2,5 atü entspannt. Als solcher dient er dann zusammen mit dem Mantelkesseldampf als Gasedampf für den Wassergasprozess.

Zustand der Anlage:

Die Generatorengruppen 1 - 7 des Ausbaus I haben einschliesslich des Generatorengebäudes durch Bombeneinschläge schwer gelitten. An den Generatoren 1, 5 und 6 sind die dort vorhandenen Eisenkonstruktionen, Dampf- und Wasserleitungen, Kranbahn und Bunkeranlage schwer beschädigt. Die Generatorengruppen 8 - 14 des Ausbaus II weisen mit Ausnahme der Generatoren 8, 13 und 14 geringere Schäden auf. Am Generator 8 sind der Mantelkessel und die Ascheabstragungs-einrichtung, am Generator 13 sind Gas- und Windleitungen, am Generator 14 Wascher, Blasegasvorlage und Abhitzekeessel mehr oder weniger stark beschädigt. Im Maschinenhaus sind die Windgebläse geringfügig beschädigt, die Saugschächte jedoch und die elektrischen Verteileranlagen sind zerstört. Ebenso sind die beiden Aufzüge für die Aschekübel beschädigt, sodass an dieser Stelle grössere Reparaturen notwendig sind. Im Rückkühlwassersystem sind besonders grosse Schäden festzustellen, da die beiden Kühltürme abgebrannt sind und das Rückkühlwasserpumpenhaus zerstört wurde. Auch die Kläranlage erhielt einige Treffer, Rohrbrücken sind ebenfalls zum Teil stark beschädigt.

Für die Aufbaustufe I, die ca. 50 % der bisherigen Kapazität der Anlage umfasst, ist die Instandsetzung der Generatoren 8 - 14, sowie die Neuerrichtung eines Kühlturms mit den zugehörigen Pumpen vorgesehen. Der Wassergasbehälter, der der Anlage nachgeschaltet ist, ist zerstört und muss durch einen neuen Behälter ersetzt werden. Die Bauzeit eines solchen Behälters von 20 000 m³ Inhalt ist mit 7 Monaten zu veranschlagen. Innerhalb dieser Zeitspanne können die Arbeiten zur Wiederherstellung gemäß Aufbaustufe I abgeschlossen sein, unter der Voraussetzung, dass genügend Arbeitskräfte vorhanden sind und der Materialeingang gesichert ist.

Speisewasseraufbereitungsanlage

Beschreibung:

Die Anlage deckt den Speisewasserbedarf der Kohlenwasserstoffbetriebe und eines Teils des zentralen Kraftwerkes. Die Aufbereitung arbeitet nach dem Basenaustauschverfahren der Permutitgesellschaft, Berlin. Es sind 5 Filter (A) von 2,2 m Durchmesser und 3,5 m Höhe vorhanden, die mit Permutitmasse gefüllt sind. Diese Masse enthärtet das aufgegebene Frischwasser im Durchlauf. Nach einer gewissen Zeit, etwa alle 8 - 10 Stunden, je nach Härte des Wassers, ist eine Regenerierung der Masse erforderlich. Die Regenerierung erfolgt mit einer Kochsalzlösung, die durch die Permutitmasse gedrückt wird. Zur Entfernung des im Wasser gelösten und korrosiv wirkenden Sauerstoffes und der Kohlensäure ist dieser Filteranlage noch eine Entgasungsanlage nachgeschaltet. Das enthärtete Wasser wird in den Entgasungsturm (B) geleitet, mit 2/2 atü-Dampf auf etwa 70° C erwärmt und mittels Vacuumpumpen (C) auf Unterdruck gebracht. Die Vacuumpumpen (C) saugen die vorerwähnten Gase mit den Wasserbrüden ab und drücken sie in die freie Atmosphäre. Zwei Zwischenpumpen (D), hiervon 1 Stück Reserve, sorgen für die laufende Entfernung des entgasteten Wassers aus dem Entgasungsturm (B). In einem Vorratsbehälter (E) wird dieses Wasser unter Dampfabschluss gespeichert. Die Gesamtleistung der Filter bzw. der Entgasungsanlage beträgt 300 bzw. 220 m³/h, sodass nicht das gesamte Wasser entgast werden kann. Der überschüssige Anteil an unentgastem Wasser wird an das Kraftwerk geliefert, während die KW-Betriebe nur entgastetes Wasser erhalten. Zur Entfernung der Resthärte im Speisewasser wird dann noch Trinatriumphosphat hinter dem erwähnten Vorratsbehälter (E) in der Speisewassereintragsleitung zugesetzt, da die Permutitfilter das Wasser nur bis auf etwa 0,1° d. H. enthärten.

Das von der Wassergasanlage benötigte Speisewasser läuft dieser aus dem Vorratsbehälter mit eigenem Gefälle zu und wird dort mittels Pumpen den Kesseln zugeführt. Für die Versorgung des Synthesofenhauses sind in der Speisewasseraufbereitungsanlage 3 Kreiselpumpen (F) aufgestellt, von denen 2 Stück eine Leistung von je 60 m³/h und eine eine Leistung von 120 m³/h haben. Alle Pumpen drücken auf 30 atü. Die grosse und eine kleine Pumpe werden mittels Dampf angetrieben, die restliche kleine hat Elektroantrieb. Für die Wasserlieferung an das Kraftwerk stehen 2 elektrisch angetriebene Pumpen zur Verfügung von je etwa 400 m³/h Leistung.

Zustand der Permutitanlage:

Von den 5 vorhandenen Filtern ist ein Filter durch Fundamentbeschädigung umgeworfen worden. An dieser Stelle ist auch das Gebäude und ein Teil der Leitungen beschädigt worden. Der Filter selbst ist, so weit zu sehen, noch in Ordnung. Die Permutitmasse wurde seinerzeit bei den Verlagerungsvorarbeiten aus 4 Filtern entfernt und ist bei der Lagerung, bzw. Transport zu Schaden gekommen. Zu 70 % ist die Masse jedoch noch vorhanden. Die Entgasungsanlage ist bis auf unwesentliche Splittereinschläge unbeschädigt. Von den 3 Speisewasserpumpen für das Synthesofenhaus ist die kleinere dampfgetriebene Pumpe zerstört worden, ferner eine Pumpe für die Wasserlieferung an das Kraftwerk. Gebäude und ein Teil der Dampf- und Wasserleitungen sind zerstört bzw. schwer beschädigt.

RückkühlwasseranlageBeschreibung:

Die für die Versorgung der K₂-Betriebe mit Kühlwasser notwendige Rückkühlanlage ist im Gebäude der Speisewasseraufbereitungsanlage untergebracht. Diese besteht aus der Pumpenanlage, dem Rücklaufbecken (II) und den beiden Kühltürmen (I). Das Kühlwerk hat eine Gesamtleistung von 3000 m³/h. Es sind 4 Pumpensätze (G), die elektrisch angetrieben werden, vorhanden mit je einer Leistung von 750 m³/h. Jedes Aggregat besitzt auf gleicher Welle eine Kalt- und eine Warmwasserpumpe. Die Warmwasserpumpe drückt das aus den Betrieben zurücklaufende Wasser auf die Kühltürme und die Kaltwasserpumpe führt es den Betrieben wieder zu. Ein Reserveaggregat ist getrennt von diesen Pumpen in einem besonderen Pumpenhaus untergebracht. Dieser Pumpensatz hat eine Leistung von 1500 m³/h und wird durch eine Dampfturbine angetrieben.

Zustand der Anlage:

Die beiden Kühltürme sind zerstört worden. Die Becken für das rücklaufende und das Kaltwasser sind schwer beschädigt. Das dampfgetriebene Pumpenaggregat ist in Ordnung, während von den 4 elektrisch angetriebenen Pumpen ein Pumpensatz zerstört und die übrigen in Ordnung sind. Die Motoren sind demontiert und befinden sich zum Teil in der Elektrowerkstatt, können aber im Augenblick nicht repariert werden, weil wichtige Ersatzteile fehlen. Zwei andere Motoren, die zur Reserve dienen sollten, sind im Synthesofenhaus, wo sie abgeladen worden waren, stark beschädigt worden, nur 1 fünfter Motor ist zur Zeit einsetzbar, jedoch zur Zeit

an der Eismaschine im Kompressorenhaus eingebaut.

Die Arbeiten für die Wiederinbetriebnahme der Speisewasseraufbereitungsanlage werden etwa 3 Wochen in Anspruch nehmen. Der Wiederaufbau der Rückkühlanlage in der bisherigen Form wird wahrscheinlich ausgesetzt werden, weil das neue Kühlwerk auf der Westseite des Werkes wegen der geringen Schäden ohne Schwierigkeiten in Betrieb genommen werden kann.

Rückkühlwerk West

Die Rückkühlanlage westlich der Primärstrasse, die das alte Kühlwerk hinter der Permutitanlage ergänzen und die Neuanlagen versorgen sollte, umfasst folgende Bauten:

- 1 atmosphärischer Kühlturm für 2000 m³/h, erbaut von Bischoff-Essen
- 1 Pumpenhaus mit 3 Kaltwasserpumpen, 1000 m³/h, 50 m Höhe.
- 1 atmosphärischer Kühlturm für 4500 m³/h, 3000 m³/h bei Intensivkühlung, erbaut von Balcke-Bochum
- 1 Pumpenhaus mit 3 Kaltwasserpumpen, 2500 m³/h, 50 m Höhe
- 1 Warmwasserrücklaufbecken und Warmwasserpumpenhaus mit 4 Warmwasserpumpen, 2500 m³/h, 22 m Höhe.

Anlagezustand und Wiederaufbau:

Beide Kühltürme zerstört. Vom Bischoff-Kühler (2000 m³/h) sind das Becken und die Eisenkonstruktion beschädigt erhalten. Gebäude der Pumpenhäuser beschädigt. 2 Pumpen 1000 m³/h beschädigt. 2 Warmwasserpumpen beschädigt. Für Aufbaustufe I ist der Bischoff-Kühler zu erstellen, das zugehörige Pumpenhaus und 2 beschädigte 1000 m³/h. Pumpen instanzzusetzen. Im Warmwasserpumpenhaus fehlen die Fenster, 2 Pumpen sind erhalten.

Aufbauzeit: 4 Monate.

hierzu Zeichnungen: Mappe II/2

a) Schwefelreinigung, Aufbau und Betrieb:

Das Wassergas gelangt von Gasbehälter zunächst in die Schwefelreinigung. Im ersten Teil, der auch als Grobreinigung oder Trockenreinigung bezeichnet wird, wird der Schwefelwasserstoff entfernt. Die Schwefelgehalte betragen $3 - 4 \text{ g/m}^3$ vor und $0,05 - 0,1 \text{ g/m}^3$ nach der Reinigung. Die Anlage wurde von der Firma K l o n n e - Dortmund erbaut und besteht aus 8 Turmreinigern von 11,3 m Durchmesser und 9,8 m Höhe. Jeder Turm enthält in 16 Lagen ca. 600 t Reinigungsmasse, die 400 mm hoch auf Holzhorden ausgebreitet ist. Alle Lagen werden parallel durchfahren; je 3 Reiniger sind hintereinandergeschaltet. So a)ltung und Absperrung der einzelnen Reiniger erfolgt durch Wasserverschlüsse. Die Temperaturen bewegen sich zwischen 20 und 40° . Als Reinigungsmasse wird reine Luzmasse (Eisenhydroxyd, Nebenprodukt der Tonerdeherstellung), früher auch mit Zumischung von $1/3$ ausgebrauchter Masse, verwendet. Die Masse wird auf rund 45 % S, bezogen auf feuchte Masse, angeeichert, wobei sich eine Laufzeit von 6 - 8 Monaten ergibt. Je 4 Reiniger sind für $40.000 \text{ m}^3/\text{h}$ Gasdurchsatz bestimmt; je 1 Reiniger der Vierergruppe steht in Reserve oder Neufüllung. Die ausgebrauchte Masse wird zwecks Weiterverarbeitung und Gewinnung des Schwefels verkauft.

An die Grobreinigung schließt sich die Feinreinigung zur Herausnahme des organisch gebundenen Schwefels an. Dieser besteht im vorliegenden Wassergas vorwiegend aus Kohlenstoffoxysulfid (COS) und Schwefelkohlenstoff (CS_2) und beträgt mengenmäßig rund $0,2 \text{ g/m}^3$. Die Lebensdauer des Kontaktes für die Kohlenwasserstoffsynthese hängt unter anderem von der größtmöglichen Schwefelfreiheit des Synthesegases ab. Die Entfernung dieser Schwefelverbindungen geschieht durch Spaltung und gleichzeitige Bindung an geformter, alkalisierte Luzmasse bei Temperaturen von $200 - 250^\circ\text{C}$. Die Feinreinigeranlage, ebenfalls von K l o n n e - Dortmund erbaut, umfasst 5 Gruppen und einen Nachreiniger. Jede Gruppe besteht aus einem Gaserwitzer und 2 Türmen von 4,2 m Durchmesser und 10,5 m Höhe. Die Türme enthalten Kubeleinsätze oder senkrecht stehende Siebe, zwischen denen die Feinreinigermasse in einer Schichtstärke von $0,90 - 1 \text{ m}$ liegt. Beide Türme sind hintereinander geschaltet.

Zwischen ihnen ist ein Wärmetauscher zur Regulierung der Gastemperatur des zweiten Turmes und Vorwärmung des ankommenden Gases angeordnet. Der Gaserhitzer besteht aus der Brennkammer, in der Synthesegas bei $600 - 900^{\circ}$ Feuertemperatur verbrannt wird, und einem Rohrbündel, dessen Rohre im unteren, heißen Teil aus wärmefesten Stählen, FeCr oder alitiert, im oberen Teil aus normalem Flußstahl St. 37 hergestellt sind. Das zu reinigende Gas durchströmt den Wärmetauscher, das Rohrbündel und nacheinander beide Reinigtürme. Der Masseinhalt der Türme beträgt 60 t bei Kubel-einsätzen und 70 t bei den zuletzt erbauten Siebtürmen. Normal werden $17\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h}$ von einer Gruppe gereinigt, Höchstleistung $20\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h}$.

Die Feinreinigungsmasse enthält Luxmasse mit 33 % Soda und wird in der Massfabrik der K u n r o h e m i e hergestellt. Die Korngröße beträgt 10 - 15 mm. Frische Masse arbeitet bei 180°C , mit steigender Schwefelbindung muss die Temperatur bis auf $260 - 280^{\circ}$ gesteigert werden. Die verbrauchte Masse hat 8 - 10 % Schwefelgehalt, der fast vollständig als Natriumsulfat vorliegt. Bisher wurde die ausgebrauchte Masse nicht weiter verwandt. Die Laufzeit einer Gruppe beträgt bei Normallast 30 - 40 Tage, danach ist der erste Turm ganz verbraucht, der zweite wird beim nächsten Lauf nochmals als 1. Turm benutzt.

Um gelegentliche Schwankungen aufzufangen, ist ein Nachreiniger vorhanden, der ohne weitere Erhitzung des Gases den gesamten Gasstrom aufnimmt. Er besteht aus 2 parallelgeschalteten Türmen, ähnlich den vorhergehenden. Auf diese Weise wird der Schwefelgehalt im Synthesegas unter $0,002\ \text{g}/\text{m}^3$ ($\text{H}_2\text{S} + \text{org. S}$) gehalten.

Vor der Grobreinigung wird im Wassergas durch Luftzusatz ein Sauerstoffgehalt von 0,4 % eingestellt. Hiervon werden 0,2 % für den Vorgang der Schwefelausscheidung in der Grobreinigungsmasse, die restlichen in der Feinreinigungsmasse 0,2 - 0,3 % für die Schwefelbindung zu Natriumsulfat verbraucht.

Schwefelreinigung, Anlagezustand und Wiederaufbau:

In der Grobreinigung sind 4 Türme von 8 beschädigt, ferner mehrere Rohrleitungen und Wasserverschlüsse, sowie die Laufbahn für den Eockran, der für die Füllung der Türme erforderlich ist. Für Aufbaustufe I sind vorgesehen: 4 Türme mit den zugehörigen Rohrleitungen, von denen 2 grössere Schäden haben, Laufzeit ca. 2 Monate.

In der Feinreinigung sind die Türme einer Gruppe zerstört, von 2 Gruppen beschädigt, von 2 Gruppen in Ordnung. Beide Nachreiniger-

türme sind leicht beschädigt. Das Reservegebläse für die Verbrennungsluft der Gaserhitzer ist zerstört. Rohrleitungen wie überall beschädigt.

Für Aufbaustufe I vorgesehen: 3 Gruppen und Nachreiniger, von denen eine Gruppe und Nachreiniger beschädigt sind. 1 Luftgebläse ist neu zu beschaffen. Aufbauzeit ca. 2 Monate.

b) Wasserstoffherstellung (CO-Fermentation), Aufbau und Betrieb:

Die Kohlenwasserstoff-Synthese verlangt ein Gas, in dem Kohlenoxyd und Wasserstoff im Verhältnis 1 : 2 stehen, während Wassergas diese Bestandteile nur im Verhältnis 1 : 1,3 enthält. Ein Teil des Wassergases, etwa ein Drittel, wird daher in die Wasserstoffherstellung eingesetzt, in der Kohlenoxyd mit Wasserdampf nach der Gleichung



konvertiert wird. Dazu wurden verschiedene Kontakte, meist der Braumoxydkontakt der I.G.-Farbenindustrie, benutzt, der aus einem Eisenoxyd-Chromoxyd-Gemisch besteht. Der Kontakt ist in einem Ofen von 3,2 m Durchmesser in 4 Lagen von 750 mm Höhe angeordnet, 26 - 28 t/Ofen. Unterhalb des Ofens befindet sich ein Wärmetauscher von 1400 m² Fläche. Ofen und Wärmetauscher sind zusammen 14,50 m hoch. Das ankommende Wassergas geht zunächst über einen Sättiger (Turm von 2,40 m Durchmesser, 27 m Höhe), der es bei 70° sättigt, wobei das dazu benutzte Wasser dem Kühler entnommen wird, der das vom Kontaktofen kommende Konvertgas kühlt. Vom Sättiger fördert ein Dampfjektor mit 9 atü Dampfdruck das Gas durch den Wärmetauscher zum Kontaktofen, wobei gleichzeitig der erforderliche Reaktionsdampf beigemischt wird. Der Wärmetauscher gibt die Wärme des Konvertgases an das ankommende Wassergas ab. Das Konvertgas durchläuft zum Schluss einen Kühler (Turm von 3,10 m Durchmesser, 27 m Höhe, Raschigringfüllung in 5 Lagen) und verlässt die Anlage mit 25 - 30°C. Im Kühler und Sättiger zeigt sich Schwefelbildung (H₂S) durch Einwirkung gewisser Bakterien auf das im Wasser enthaltene Sulfat (Ca SO₄). Da das Konvertgas unmittelbar in die Synthese gelangt, muss diese Schwefelbildung unterbunden werden. Dazu wird das Kühlwasser in einem geordneten Kreislauf über einen atmosphärischen Kühlturm geführt, wobei durch den kondensierenden Überschussdampf des Konvertierungsprozesses der Wasserumlauf zu sulfatfreiem Kondensat wird. Damit hört die Schwefelbildung auf. Bei gelegentlichen Unregelmäßigkeiten im Wasserumlauf werden die Bakterien durch Impfen mit Zinkchlorid bekämpft.

Der Konvertierungsprozess selbst verläuft exotherm bei Temperaturen von 420 - 480°C, bei 370°C springt der Kontakt an. Nach der 2. Kontaktlage wird rückstandsfreies Kondensat eingespritzt, um die ansteigende Temperatur zu senken und Dampf zu sparen. Der erforderliche Dampfüberschuss steigt mit der Temperatur. Im praktischen Betrieb wird ein Dampfverbrauch von 0,8 - 1,0 kg/m³ eingesetztes Wassergas ohne Vorsättigung und Kondensateinspritzung erzielt, der

mit Sättigung und Einspritzung auf 0,6 - 0,7 kg/m³ abnimmt. Wenn Kondensat mit einem Abdampfdruckstand von 2 - 5 mg/l nicht verfügbar ist, muss auf die Einspritzung verzichtet werden, da sonst der Kontakt durch Belegung mit den Rückständen verstopft wird. Ausser der Verkrustung durch Salze aus Dampf oder Kondensat ist der Kontakt einem Zerfall durch die mechanische Beanspruchung beim Gasdurchgang unterworfen. Dieser begrenzt die Lebensdauer auf etwa 2 Jahre, nach Abreibung und Wiedereinsatz auf 3 - 4 Jahre.

Das erste Anheizen des Kontaktes erfolgt durch Anwärmen auf 370 - 400° mit Wassergas, das in einem kleinen Anheizofen durch Heizgasverbrennung gewonnen wird. Bei Aufgabe von Wassergas und Dampf erfolgt zunächst die Reduktion des Kontaktes, der sich nach einigen Stunden der normale Betrieb anschliesst. Bei Stillsetzen auf längere Zeit wird der Kontakt mit einem Dampf-Luft-Gemisch, besser Stickstoff-Luft-Gemisch, vorher oxydiert.

Die vorhandene, von der S a m a g - M a g u i n AG., Berlin gebaute Anlage umfasst 5 Kontaktofen für je 6000 Nm³/h Wassergas, 2 Sättiger und 3 Kühler (1 Reserve). Ausserdem sind die nötigen Pumpen für den Kühlwasserumlauf und die Berieselung des Sättigers aufgestellt.

Anlagenzustand und Wiederaufbau:

1 Kontaktofen (Ofen 5) und 1 Kühler (Kühler 2) sind zerstört, die übrigen Apparate haben Splitterschaden. 2 Pumpen des Kühlwasserkreislaufes fehlen.

Für Aufbaustufe I werden Ofen 1, 2 und 3 betriebsfertig gemacht und die fehlenden Pumpen beschafft. Ferner sind Rohrleitungen und Messinstrumente zu erneuern bzw. wieder einzubauen.

Aufbauzeit: ca. 3 Monate

c) Gebäudehaus, Einrichtung und Betrieb

In Gebäudehaus stehen folgende Maschinen:

1. Gasgebläse, $45\ 000\ m^3/h$, (ca. $40\ 000\ Nm^3/h$), Drucksteigerung von 1,043 auf 1,343 ata, spez. Gewicht im Ansaugzustand $0,637\ kg/m^3$, Drehzahl 3700 U/min., Antrieb elektrisch über Getriebe durch 640 kw-Motor, 5000 Volt, 1480 U/min.

1. Gasgebläse, $45\ 000\ m^3/h$, (ca. $40\ 000\ Nm^3/h$), wie vor, Antrieb durch Dampfturbine, Frischdampf 15/20 ata, Gegendruck 2,5 ata, 3700 U/min., 615 (700) PS.

1. Gasgebläse, $91\ 800\ m^3/h$, (ca. $80\ 000\ Nm^3/h$), Betriebsbedingungen wie oben. Antrieb durch Gegendruck-Dampfturbine, 18/2,5 ata, 3000 U/min., 1200 PS. Sämtliche Gasgebläse wurden von der Gutschhoffnungshütte, Oberhausen, 1935 - 37 erbaut.

2. Luftgebläse, $1000\ m^3/h$, 500 mm WS Pressung.

Die Gasgebläse saugen die gesamte Wassermenge durch die Grobreinigung an und drücken diese in die Syntheseanlage. Bei normaler Belastung der Synthese sind 2 $40\ 000\ m^3$ -Gebläse oder ein $80\ 000\ m^3$ -Gebläse in Betrieb, Reserve also 100 %. Die Vorwahlung der Grobreinigung wurde gewählt, um den im Wassergas noch enthaltenen Staub ($20\ mg/m^3$) abzuscheiden, der sonst in kurzer Zeit die Gebläseläufer belegt und Unwucht hervorruft. Als Nachteil dieser Betriebsweise ergibt sich der in der Grobreinigung entstehende Unterdruck (bis 500 mm WS als zulässige Grenze). Ausserdem fördern die Gasgebläse nicht die vorgesehenen Gas Mengen, da sie für +100 mm WS Ansaugdruck gebaut sind, jetzt aber mit -500 mm WS ansaugen. Es war daher für später der Einbau eines Elektrofilters zur Staubabscheidung und Bohlung der Gebläse vor die Grobreinigung vorgesehen.

Die Luftgebläse dienen dem Luftzusatz zum Wassergas (siehe Schwefelreinigung).

Anlagezustand und Wiederaufbau:

Sämtliche Maschinen sind unbeschädigt und bedürfen vor der Inbetriebnahme lediglich einer gründlichen Reinigung und Kontrolle. Vom Gebäude des Maschinenhauses sind Dach und Fenster, die Mauern teilweise beschädigt. Aufbauzeit: 2 Monate.

Für Aufbaustufe I sind die 2 Gasgebläse für $45\ 000\ m^3/h$ vorgesehen. Aufbauzeit: ca. 2 Monate.

d) Gasmaschinenhaus, Einrichtung und Betrieb

Das Gasmaschinenhaus enthält die Turbo-Kompressoren und die Druckwasserwäsche für das Synthesegas der Mitteldrucksynthese. Folgende Maschinen sind aufgestellt:

4 Turbo-Kompressoren, 20 000 Nm³/h (22 450 m³/h im Ansaugzustand), Drucksteigerung von 1,033 auf 12 ata, spez. Gewicht 0,7 kg/Nm³, zweigehäusige Ausführung, nebeneinander angeordnet. Niederdruckteil 5100 U/min., 2000 kw-Antriebsmotor mit 1450 U/min. Die Motoren haben direkte Einschaltung. Eine Maschine hat im Niederdruckteil Dampfturbinenantrieb, Dampfdrücke 18/2,5 atü, 2500 PS, 5100 U/min. Hochdruckteil 7000 U/min., 1000 kw-Antriebsmotor mit 1450 U/min. Besondere Schwierigkeiten machen bei diesen Maschinen die Gaszwischenkühler, 3 in jedem Maschinensatz, für die eine endgültige korrosionsfeste Ausführung noch nicht gefunden war. Zuletzt wurden mit Einbrennlack (Bakelit) überzogene Elemente eingebaut. Die Leistung der Kompressoren war niedriger als vorgesehen, 17 - 13000 Nm³/h statt 20 000. Sämtliche Maschinen wurden von der Gutehoffnungshütte, Oberhausen, 1938 erbaut. Ferner:

1 Turbokompressor, 35 000 Nm³/h, Betriebsbedingungen wie oben, 4200 U/min. Antriebsmotor 5600 kw, 1450 U/min. Einschaltung mit Anlasstransformator in 2 Stufen. Ausführung 2-gehäusig, auf einer Achse angeordnet.

Diese Maschine war bisher nur kurze Zeit in Betrieb. Sie ist 1943/44 von der Demag-Duisburg, gebaut.

Für die normale Belastung der Drucksynthese sind rund 50000 Nm³/h Synthesegas zu komprimieren. Dafür sind 3 - 20 000 m³-Verdichter oder der 35 000 m³ mit einem 20 000 m³-Verdichter in Betrieb. Ein 20 000 m³-Verdichter arbeitet mit Konvertgas, das über die Kohlensäurewäsche geht. Unter Einrechnung des für die Olefinsynthese erstellten 35 000 m³-Verdichters beträgt die Reserve 100 %.

Vor dem Gasmaschinenhaus sind 2 Einspritzkühler von 4 m Ø und 16 m Höhe aufgestellt, die das heiss von der Feinreinigung kommende Gas auf 25° abkühlen. Wärmeaustauscher geben einen Teil der dem Gas zu entziehenden Wärme an das zur Niederdrucksynthese gehende Konvertgas ab. Der Wassercyklus dieser Kühler ist dem Kühlwassercyklus der Wasserstoffanlage angeschlossen, da in den Kühlern ebenfalls bakterielle Schwebelbildung auftritt.

Ausserdem stehen im Gasmaschinenhaus 2 Pumpen-Turbinen-Aggregate für die Kohlensäurewäsche des von der Wasserstoffanlage kommenden Konvertgases für die Mitteldrucksynthese, mit folgenden Daten:

Pumpe: $1500 \text{ m}^3/\text{h}$, Förderhöhe 140 m.
 Kraftbedarf: 370 PS, 1470 U/min.
 Erbauer: Gebr. Sulzer, Ludwigshafen.
 Turbine: $1400 \text{ m}^3/\text{h}$, Nettodruck 100 m.
 Leistung: 450 PS, 1470 U/min.
 Erbauer: Voith, Heidenheim/Württ.)
 Motor: 500 kw, 5000 Volt, 1470 U/min.

Die Pumpen arbeiten auf 2 Waschtürmen von 3 m Durchmesser und 16 m Höhe, gefüllt mit 50 mm Raschigringen. Das Druckwasser fliesst über die Turbine vom Wäscher zum Entgasungsturm, der über $18 \times 18 \text{ m}$ Grundfläche 30 m hoch ist. 4 Ventilatoren von $450 \text{ 000 m}^3/\text{h}$ Leistung belüften den Turm. Er wurde gleichzeitig für den Kühlwasserkreislauf der Wasserstoffanlage benutzt. Diese Betriebsweise war vorübergehend gedacht, die Wasserstoffanlage sollte eine getrennte, indirekte Kühleinrichtung erhalten. Bisher ergab sich hierdurch eine Erhöhung der Wassertemperatur und damit eine verminderte Auswaschung der Kohlensäure. Die Waschtürme sind mit $10 \text{ 000 Nm}^3/\text{h}$ Gas belastbar, Wasseraufgabe $1400 \text{ m}^3/\text{h}$ Kohlensäureauswaschung von 29 auf 10 %, Verlust an ebenfalls ausgewaschenem Nutzgas ($\text{CO} + \text{H}_2$) 2,5 % der eingesetzten Gasmenge. Hinter die Waschtürme ist ein grosser Sprühabscheider geschaltet, ausserdem ein Schwimmerventil, das bei Wassermittelnissen die Gasaustrittsleitung sperrt.

Die ausgewaschene Kohlensäure, ca. $3500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ wurde bisher nicht ausgenutzt. Es war geplant, eine vorhandene grosse Vorlage vor den Entgasungsturm zu schalten und durch Verentspannung ein stark kohlensturehaltiges Gas zu gewinnen. Kohlensäure wird als Schutzgas an vielen Stellen des Betriebes gebraucht.

Anlagezustand und Wiederaufbau:

Alle Maschinen sind unbeschädigt. Die Saugleitungen der Verdichter sind auf etwa 10 m Länge zerstört, die Türme der Kohlensäurewäsche splitterbeschädigt. Der 35 000 m^3 -Verdichter war nach einem Explosionsschaden fertig überholt und stand vor

dem Probelauf. Dach und Fenster des Gebäudes sind beschädigt, die Verglasung fehlt ganz.

Für Aufbaustufe I sind 3 elektrisch angetriebene 20 000 m³-Verdichter und die Kohlensäurewäsche vorgesehen. Rohrleitungs- und Splitterschäden sind zu beheben, Messinstrumente zu erneuern, sämtliche Maschinen zu reinigen und zu kontrollieren.

Aufbauzeit: ca. 3 Monate.

a) Kohlenwasserstoff-Synthesekontaktofenhaus, Aufbau und Betrieb

Die eigentliche Kohlenwasserstoff-Synthese vollzieht sich in den Kontaktöfen, in die das gereinigte und auf den erforderlichen Wasserstoffgehalt gebrachte Synthesegas von den Gebläsen, bzw. Gaskompressoren gefördert wird. Die Grundgleichung der Synthese lautet:



Die Reaktion verläuft exotherm. Der Grundgedanke bei der Konstruktion der Kontaktöfen ist eine möglichst vollkommene Wärmeabfuhr. Die Regulierung der Reaktionstemperatur erfolgt durch Regelung des Dampfdruckes im wassergefüllten Rohrsystem des Ofens mittels elektrischer Regler (Siemens). Die Temperaturen bewegen sich zwischen 180 und 200°C und werden auf 172°C genau eingehalten. Der verwendete Kontakt ist ein Kobalt-Magnesiumoxyd-Thoriumoxyd-Katalysator mit Kieselgur als Trägermasse. Die Körnung des Kontaktes ist vorzugsweise 2 - 3 mm. Die Zusammensetzung ist folgende: 30 % Co, 2,5 % MgO, 1,5 % ThO₂, 66 % Kieselgur. Eine Kontaktöfenfüllung beträgt rund 10 m³ Kontaktmasse mit rund 900 kg Kobalt. Die Katalysatormasse wird in geschlossenen Kùbeln unter Kohlendioxid als Schutzgas in reduziertem, also hochsauerstoffempfindlichem Zustande von der Ruhrchemie-Katalysatorfabrik angeliefert. Laufkrane heben und entleeren die Kùbel durch Auskippen über den Kontaktöfen. Die Krane haben 60 t Tragkraft und können einen ganzen Kontaktöfen heben, welcher für die Niederdruck-Synthese 46 t, für die Mitteldruck-Synthese 49 t wiegt.

Die erste Form der großtechnisch durchgeführten Synthese nach Fischer-Tropsch war die Niederdrucksynthese bei atmosphärischen Drücken. Das Kontaktöfenhaus enthält in seiner östlichen Hälfte 52 Niederdrucköfen. Von diesen wurden 20 von der Gutehoffnungshütte-Oberhausen, 20 von Krupp-Germaniawerft-Miel als Rohrbogenöfen 1935/1936 geliefert, 12 weitere 1937 von Krupp als Kammeröfen. Allen Öfen gemeinsam ist die Kontaktkammer von 5 m Länge, 1,50 m Breite und 2,50 m Höhe, ein Blechkasten, der von 630 Rohren 34/29 mm Durchmesser durchzogen ist. Auf den Rohren sitzen 555 Blechtafeln oder Lamellen, 1,6 mm stark, mit 9 mm Abstand von Mitte zu Mitte. Der lichte Raum, in dem der Kontakt liegt, misst also 7,4 mm von Lamelle zu Lamelle. Klappbare Siebe verhindern das Durchfallen der Kontaktkörner nach unten. Die Rohre sind durch Bögen bzw. Kammern ausserhalb des Blechkastens verbunden, diese wiederum durch Sammelrohre, die in Kesseltrömmeln enden. Je 1 Kesseltrömmel ist

In Folge der Verfahrensentwicklung entstanden in früheren Jahren häufig Betriebsgeschwierigkeiten durch Kontaktzerfall, auch durch Kohlenstauffeuchung bei unzureichender Wasserdampfzufuhr im Ofen. Hierdurch waren auch vor Eintritt der Bombenabstimmung nur 80 % Niederdruckgas vollwertig. Da vorzugewiesener die Mittel-Drucksynthese betrieben wurde, war die Niederdrucksynthese nicht voll belastet.

Die Entwicklung führte im Jahre 1938 zur Mittel-Drucksynthese, welche bei besserer Verflüssigung wertvollere Produkte, insbesondere höhererwertige Paraffine, erzeugt. Bei etwa 93 % Gasante ($\text{CO} + \text{H}_2$) entstehen im Durchschnitt:

- 75 % flüssige Produkte (30 % Paraffin, 30 % Öl, 45 % Benzin)
- 12 % Gasöl ($\text{C}_3 + \text{C}_4$ - Kohlenwasserstoffe)
- 7 % Methan, CH_4
- 2 % Kohlendioxid, CO_2

100 % - Gasartiges Nutzgas ($\text{CO} + \text{H}_2$) = 93 % vom Einsatz

Die Führung der Synthese ist ähnlich wie beim Niederdruckverfahren. Das Synthesegas gelangt auf 9 - 10 atü verdichtet in die Kontaktöfen die in 3 Stufen betrieben werden. Das Konvertgas ist über die Kohlenstauffeuchung gegangen, sodass der Aktivengehalt in der ersten Stufe rund 86 % beträgt.

Der Kontaktofen für die Drucksynthese ist von anderer Konstruktion wie bei der Niederdrucksynthese. In einem senkrecht stehenden Kessel von 2,7 m Durchmesser sind rund 2000 Doppelrohrlemente von 4,5 m Länge angeordnet. Der Kontakt liegt in dem 10 mm breiten Zwischenraum der Rohre von $44/48$ und $21/24$ mm Durchmesser; das Wasserströmt durch das Innenrohr und um das Außenrohr herum. Siebklappen schließen das Rohrbündel nach unten ab. Je 4 Öfen arbeiten auf einer Kesseltraverse und bilden einen Block. Die notwendigen Betriebsdrücke sind 15 atü für die Gasseite und 25 atü für die Wasserseite. Im westlichen Teil des Ofenhauses waren 73 Öfen aufgestellt, von denen Krupp-Lösen 15 und Mannesmann-Witten 56 lieferten, 2 von diesen waren Turbonkonstruktionen, und zwar ein "Vulstofen", bei dem die Kesseltraverse in Form eines Vulstes an oberen Ende des Ofens ansetzt war, und ein Druckkesselofen (erbaut von der Gutehoffnungshütte), der eine druckfeste Form des Niederdruckofens darstellte. Beide Konstruktionen arbeiteten genau so wie der normale Doppelrohrföfen.

Eine Regeneration des Kontaktes, ähnlich wie beim Niederdruckverfahren, erfolgt sich. Nur vor der Entleerung wird der Kontakt durch

0025

Reaktion eingeleitet. Das Paraffin fällt bei der Synthese flüssig an und fließt durch die Erdgasleitungen ab. Öl und Wasser werden nach den einzelnen Stufen kondensiert. Zur Vermeidung von Sprühabscheidung in den Öfen wird das Gas vor der zweiten und dritten Stufe mit Dampf in Röhrenheizern auf 160° vorgeheizt. Das in der Anlage verwendete Material ist Flußstahl, der dem Angriff der in stärke-reicher Masse gebildeten organischen Säuren (Essig- und höhere org. Säuren) unterliegt, sobald diese kondensieren. Es ist daher für weitgehende Isolierung der Erdgasleitungen Sorge zu tragen, damit der Taupunkt nicht unterschritten wird. Die Lebensdauer des Kontaktes, der genau derselbe wie bei der Niederdrucksynthese ist, beträgt rund 6 Monate. Die durchschnittliche Belastung liegt bei $650 - 700 \text{ m}^3/\text{h}$ und Ofen, bezogen auf Gesamteinheit und Gesamt-ofenzahl.

In der Mitte des Kontaktofenhauses ist eine zentrale Warte angeordnet, in der alle Siemens-Dampfdruckregler und die wichtigsten Instrumente zur Überwachung von Gasmenge und -zusammensetzung vereinigt sind.

Anlagenzustand und Wiederaufbau

Von 52 Niederdrucköfen sind 7 total zerstört
3 schwer beschädigt
18 leicht beschädigt
24 unbeschädigt

Eine Kesseltrommel ist zerstört, 3 beschädigt. An 2 Stellen sind die Synthese- und Restgasleitungen zwischen den Öfen in grösserem Umfange zerstört. Dach und Fenster des Gebäudes sowie die Bühne zwischen den Öfen sind stark beschädigt, Verglasung fehlt ganz.

Von 73 Mitteldrucköfen sind 6 total zerstört
8 schwer besch., Reparatur zweifelhaft
11 leicht beschädigt
48 unbeschädigt.

1 Kesseltrommel ist zerstört, 2 schwer beschädigt.

Fördererrichtungen (Redler) für Kontaktentleerung, Kranbahn und Hebevorrichtung für Kontaktkübel, sowie Dampfleitungen sind beschädigt. 4 Hauptsäulen des Gebäudes sind zerstört oder beschädigt. Dach und Verglasung fehlen. Bühne zwischen den Öfen und Gleisanlage sind beschädigt.

Für Aufbaustufe I sind 52 Mitteldrucköfen vorgesehen, von denen 48 unbeschädigte zu überholen und 4 zu reparieren wären. Kranbahn, Kontaktförderung, Bühne und Gleise sind in Ordnung zu bringen.

0027

Bach und Gebäude müssen soweit vorgesichert sein, dass Einfließen
verhindert wird, oder sämtliche Rohrleitungen müssen behelfs nach
isoliert werden. Die Niederdruckanlage bleibt zunächst liegen.
Aufbauzeit: rund 6 Monate.

Kondensation, Aufbau und Betrieb

Die Kondensation der Niederdrucksynthese arbeitet mit direkter Kühlung und umfasst einen Turm von 3,45 m ϕ , 25,2 m Höhe für die 1. Stufe und einen Turm von 2,65 m ϕ und gleicher Höhe für die 2. Stufe. Beide haben eine Auskleidung mit saurefesten Steinen. Wasser- und Produktleitungen sind wegen des Säureangriffs in Aluminium ausgeführt, Pumpen und Armaturen in V₂A bzw. Stornell. Jeder Turm enthält Raschigringe in 4 Lagen und eine Verteilungslänge in 3 Stufen. Der Wasserlauf wird über einen besonderen Kühlturm geführt. Die Vakuum-pumpen von 130 m³/h Leistung sind verbunden mit den Pumpen in einer Pumpengrube untergebracht. Von den Türmen über Tauchungen abfließende Öl-Wassergemische sammeln sich in Abscheidern von 4 m ϕ und 1,2 m Höhe, aus denen Öl und Wasser getrennt in Vorlagen überfließen. Das Öl geht über 2 Hüler zum Einsatztank für die Fraktionierung, das Wasser zum Kühlturm. Der Ablauf wird durch eine kleine Hochwassersugabe bei erträglicher Säurekonzentration gehalten. Abscheider und Vorlagen sind in einer offenen Grube neben den Türmen untergebracht. In dieser steht auch eine drehstromgetriebene Kolbenpumpe für die Förderung des Extraktionsöls zur Destillation, von der aus das Frischöl in die Ofen gedrückt wird.

Ein dritter Turm von 5m Höhe wie oben, wurde ursprünglich erstellt für die Erweiterung des 1. Aufbaus als Niederdrucksynthese, der später als Mitteldrucksynthese ausgeführt wurde. Er wird heute im Zusammenhang mit der Mitteldruckkondensation benutzt, ebenso wie die zugehörige Scheidegrube aus Beton, welche in diesen Anlagen die Abwasserteigeflässe erachtet. Die Pumpen für diese Kondensationsanlage, in V₂A ausgeführt, leisteten ursprünglich 600 m³/h und wurden mit abgeänderten Rührern von 120 m³/h Leistung zur Beseitigung der Niederdruckkondensationsanlage benutzt. Sie stehen in einer zweiten Pumpengrube neben der erwähnten Scheidegrube. Wasserregulierung und Messinstrumente sind in einem Messhaus untergebracht. Ferner steht über dieser Pumpengrube ein Turbokompressor von 1000 m³/h Leistung, der die Umkehrgasen bei der Kontaktierung der Katalysatoren im Kreislauf. Er leistet ca. 4000 Nm³/h von 1,3 bar. Die Turbine ist ein 18/1,5 stf. Dampftriebwerk, bestehend aus 6000 Nm³/h Leistung. Die Turbinen sind ein Kähler von 1,0m² und 2,5 m Höhe von

geschaltet, der Öl und Wasser aus dem Umlaufgas herauskondensiert. Der Ablauf geht zu den Abscheidern der Kondensation. Die Kondensation der Mitteldrucksynthese ist mit indirekten Röhrenkühlern ausgerüstet. Diesen Kondensatoren sind in jeder Stufe ein Neutralisator (Turm mit Raschigringfüllung) und ein Wascher (Turm mit Ringsaltböden, System Kittel) vorgeschaltet. Der Wascher wird mit 2 - 3 m³/h 1,5 %iger Sodalaugelauge versetzt zur Neutralisation der anfallenden organischen Säuren. Der ursprünglich geplante Kreislauf der Lauge zwischen Neutralisator und Wascher wurde später verlassen und der Neutralisator außer Betrieb gesetzt, da der Wascher allein genügte. Die Lauge läuft zusammen mit dem Öl und Reaktionswasser ab. Der p_H-Wert im Ablauf wird bei 5,0 - 6,0 gehalten. Die Kondensatoren haben in der 1. Stufe 400 m², in der 2. Stufe 300 m² Kühlfläche. Hinter jede Stufe sind Druckbehälter als Sprühabscheider geschaltet. Die Abflüsse gehen über Schwimmtöpfe in eine Sammelleitung und diese zum Sumpf des oben erwähnten 5m Ø -Kondensationsturm der Niederdruck-Kondensation, in welche auch alle Entgasungsleitungen der Druckkondensation münden. Die entspannten Restgase gehen zur Adsorptionsanlage (Aktiv-Kohle), Öl mit Restlauge und Reaktionswasser in die Scheidegrube. Diese Grube ist in Beton ausgeführt und enthält vier hintereinander geschaltete Kammern. Das sich abscheidende Öl wird über Zähler zur Nachverarbeitung gepumpt, das Wasser zu einem Klärbecken, das neben dem Kühlturm für den Wassercirculation der Niederdruck-Kondensation liegt. Der Überlauf aus diesem Umlauf geht ebenfalls zum Klärbecken, in dem nochmals Öl abgeschieden wird, vor allem Emulsionen, die sich teilweise bilden. Das Wasser geht vom Klärbecken ölfrei zum Kanal. Öl und Emulsion vom Klärbecken, ebenso wie andere Öl- und Paraffinreste, die irgendwo anfallen, werden in einer besonderen Kammer aufgehäuft und anschließend filtriert. Das gewonnene Reinöl geht in die Produktion.

Die 1,5 %ige Sodalaugelauge wird in einer besonderen Mischanlage bereitet, die aus 2 - 20 m³-Vorlagen mit Umwälzpumpen und einem 30 to-Bunker darüber besteht. Zur Vermeidung von Kalkabscheidung wird permutiertes Wasser zum Absetzen der Lauge benutzt. Um die Scheidung von Öl und Wasser zu fördern, werden

3 % Kochsalz (*Aussalzen*) zugesetzt, die mit der Sodalaugung in die Scheidegrube gelangen.

Für die Druckkondensationsanlage ist Stahl als Material verwendet worden. Die Neutralisation erwies sich im Betrieb als ausreichend, so dass kein starker Säureangriff festzustellen war. Die Rohre der Druckkondensatoren wurden dagegen, wie in allen anderen mit atmosphärisch rückgekühltem Wasser betriebenen Kühlern des Werkes, wassersseitig stark angegriffen. Es wurden daher aussen kupferplattierte Rohre eingebaut, die aber an den Einwalzstellen ebenfalls korrodierten. Eine Lösung dieses Rohrproblems steht also noch aus. Die bisher beschriebenen Kondensationsanlagen wurden sämtlich von der Basag-Meguin A.-G., Berlin, gebaut.

Die 3. Stufe der Mitteldruck-Kondensation wurde als Neuentwicklung mit direkter Kühlung ausgeführt. Sodalaugung wird im Kreislauf über einen Wascher mit Glockenböden (war alt vorhanden) und indirekte Röhrenkühler geführt, die ihrerseits mit Rückkühlwasser beaufschlagt sind. Vom Wascher, den das Syntheserestgas im Gegenstrom durchströmt, fließen Lauge und Kondensat in einen Abscheider, aus dem Öl als Produktion abfließt, die Lauge von der Kreislaufpumpe abgesaugt wird. Durch laufenden Frischlaugezusatz wird der F_H -Wert der Umlauf-Lauge auf 6,0 - 7,0 gehalten.

In die 3. Stufe der Kondensation schließt sich die Entspannung des Druckgases über ein automatisches Regelventil an. Das entspannte Gas strömt weiter zur Adsorptionsanlage mit Aktiv-Kohle. Die höher siedenden Kohlenwasserstoffe fallen bereits in der Synthese flüssig an, werden als Ofenparaffin in Abscheidern vor der Kondensationsanlage abgeschieden und von diesen in eine Sammelvorlage entspannt. Von der Vorlage geht das Ofenparaffin über einen Zähler zur Verarbeitung in die Paraffinanlage.

Anlagenzustand und Wiederaufbau

Die Kondensationsanlagen haben vorwiegend Splitter- und Rohrleitungscharakter. Der Kühlturm für den Wasserumlauf der Niederdruckkondensation ist zerstört, ebenso Teile des Klärbeckens und der Scheidegrube.

Für Aufbaustufe I ist die Mitteldruckkondensation in allen 3 Stufen herauszuentan, einschliesslich Scheidegrube, 7-Kondensationssturm und Extraktionsdivorlagen und -pumpe. Die Druckkondensatoren sind neu zu bohren, wofür lackierte Rohrbindel bereits vorbereitet sind.

Aufbauzeit: 4 Monate.

g) Adsorptionsanlage mit Aktiv-Kohle

Die Adsorptionsanlage wurde von der Bammg-Meguin A.-G., Berlin, nach dem Verfahren der Lurgi Aktiv-Kohle G.m.b.H. in 2 Ausbaustufen erstellt. Die Anlage I umfasst 11 Adsorber mit je 9 t Kohlefüllung. Die Adsorber sind zylindrische Kessel mit gewölbter Decke und gewölbtem Boden, Durchmesser 3,8 m, Höhe der Kohleschicht ca. 1,80 m. Das Synthesegas durchströmt die Kohleschicht und verlässt von allen Produkten bis zu den C_3 -Kohlenwasserstoffen befreit die Anlage, um als Heizgas in den Nachverarbeitungsbetrieben und zur Dampferzeugung Verwendung zu finden. Nachdem die Kohle mit etwa 3 - 4 Gew.-% Benzol und 1 - 2 % Gasol beladen ist, wird der Gasstrom auf einen frischen Adsorber umgeschaltet. Der beladene wird mit Dampf gespült, das Dampf-Benzol-Gemisch in Röhrenkondensatoren kondensiert und in einem Abscheider in Benzol und Wasser getrennt. Aus dem Abscheider entweicht auch das Gasol, das in einem nassen 1000 m^3 -Gasometer aufgefangen wird, aus dem es dem Gasolkompressor zur Weiterverarbeitung zuströmt. Besondere Rektifizierkolonnen im Dampfweg zur Abtrennung des Schwerbenzins (über 160° siedend) waren später ausser Betrieb, die Benzolverarbeitung wurde ausschliesslich in den Stabilisier- und Destillationsanlagen vorgenommen.

Der gespülte Adsorber wird anschliessend in einem besonderen, mit Kühler (Lamellenrohre) und Erhitzer (Lamellenrohre, dampf-beheizt) ausgerichteten Kreislauf getrocknet und in einem zweiten Kreislauf mit Kühler gekühlt. Der Kühlkreislauf wird ausserdem von dem aus der Beladung kommenden Gas durchlaufen, um noch weitere Gasolanteile zu adsorbieren. Die günstigen Adsorptionstemperaturen liegen unter 40°C. Die Gebläse in den Kreislauf leisten 22000 m^3/h . Die Umschaltzeiten für die 4 Vorgänge, Beladen, Spülen, Trocknen, Kühlen, betragen je nach Belastung der Anlage 24 bis 60 Minuten. Der Gasstrom wird durch hydraulisch betätigte Ventile von 700 mm \varnothing gesteuert. Die hydraulische Steuerung erfolgt voll automatisch durch Zeitrelais von einem zentralen Schaltpult in der Messwarte aus. Bei der Gasolabscheidung wird eine Abtrennung und Rückführung vor die Adsorber der Inerten (CO_2 , CO , H_2) vorgenommen, die ebenfalls automatisch gesteuert ist.

Die Benzinsorption gelingt bis zu 15 % Beladung 100 %ig, die Gasolgewinnung bei neuer Kohle bis zu 95 %, wenn die Benzineladung geringer, etwa 3 - 5 % ist. Die Leistungsfähigkeit der Kohle war mit 1,25 kg/to Kohlenwasserstoffe garantiert. Diese Garantie wurde wesentlich überschritten. Benutzt wurde vorwiegend die Qualität Supersorbon FS, die in runden Stäbchen von 4mm Ø und 4 - 6 mm Länge verformt ist.

Die Anlage II besitzt 4 Adsorber von 5,5 m Durchmesser mit 2,20 m Kohleschicht, 18 to Kohlefüllung und arbeitet in gleicher Weise. Statt getrennter Kreisläufe für die Kühlung und Trocknung ist hier eine Reihenschaltung vorgesehen, bei der das Syntheserestgas sämtliche Adsorber ausser dem in der Spülung befindliche durchläuft. Ein Kreislauf von 33000 m³/h ist diesem Gasstrom für die Trocknung und Kühlung überlagert. Die Kondensation und die Benzinscheidung sind ebenso wie in der Anlage I auf der Adsorberbühne angeordnet. Unterhalb der Bühne befinden sich die Rohrleitungen und die Gasventile mit hydraulischer Betätigung. Die Gebläse stehen auf dem Boden. Die Messwarte ist in der Mitte zwischen Anlage I und II vorgesehen. In Anlage II ist noch die Vorschaltung eines grossen direkten Kühlers vor den indirekten des Trocknungskreislaufs zu erwähnen, der den Wärmestoss bei der Umschaltung aufzunehmen hat.

Anlagezustand und Wiederaufbau:

Jede Anlage ist durch einen Volltreffer beschädigt. Zerstört sind Rohrleitungen und 4 hydraulisch gesteuerte Gasventile, beschädigt die Gebläse, Kühler, Erhitzer von Anlage I und Rohrleitungen in beiden Anlagen. Der Gasolgasometer ist leicht beschädigt.

Für Aufbaustufe I ist die vollständige Instandsetzung von Anlage I mit Gasolbehälter vorgesehen.

Aufbauzeit: 4 Monate.

0034

II/3

Nachverarbeitung

Zeichnungen: Mappe II/3

In der Nachverarbeitung werden die Produkte des Synthesetriebes
destillativ aufgearbeitet.

II/3

Nachverarbeitung Laugenwäsche für Dieselskraftstoff

Diese Laugenwäsche neutralisiert den Dieselskraftstoff, welcher eine NZ von ca. 0,3 mg KOH/gr. hat auf eine Neutralisationszahl von ca. 0,02 mg KOH/gr. Die Anlage arbeitet unter einem Druck von ca. 2 atü und bei einer Temperatur von 40° C.

Für die Anlage erforderlich sind:

- 1) 1 Laugebehälter mit 25 m³ Inhalt. Für den Betrieb wird 8 - 10 %-ige Natronlauge verwendet, die bei einem Na OH-Gehalt von ca. 1 % erneuert werden muss.
- 2) 1 Lauge Dieselskraftstoffscheidebehälter mit 6 m³ Inhalt.
- 3) 1 Wasser Dieselskraftstoffscheidebehälter mit 6 m³ Inhalt.
- 4) 1 Dieselskraftstoffeinsatzpumpe mit 6 m³ stündlicher Leistung.
- 5) 1 Laugepumpe mit 1 m³ stündlicher Leistung.
- 6) 1 Wasserpumpe mit 1 m³ stündlicher Leistung.

11/3

Nachverarbeitung Laugenwäsche für Gasöl.-

Diese Laugenwäsche neutralisiert das Gasöl, welches ein NKZ von ca. 0,5 mg/KOH/gr. Gasöl hat auf eine Neutralisationszahl von ca. 0,65 mg KOH/gr. Die Anlage arbeitet unter einem Druck von ca. 2 atü und bei einer Temperatur von 60° C.

Für die Anlage sind erforderlich:

- 1) 1 Laugenbehälter mit 25 m³ Inhalt. Für den Betrieb wird 8 - 10 %-ige Natronlauge verwendet, die bei einem Na OH-Gehalt von ca. 1 % erneuert werden muss.
- 2) 1 Laugengasölscheidebehälter mit 6 m³ Inhalt.
- 3) 1 Wassergasölscheidebehälter mit 6 m³ Inhalt.
- 4) 1 Gasöleinsatzpumpe mit 6 m³ stündlicher Leistung.
- 5) 1 Laugepumpe mit 1 m³ stündlicher Leistung.
- 6) 1 Wasserpumpe mit 1 m³ stündlicher Leistung.

II/3

Nachverarbeitung Stabilisation

Verfahrensbeschreibung

Das von der Adsorptionsanlage kommende instabile Primärbenzin mit einem Reid-Dampfdruck von 1,2 ata und das in einen Gasolgasbehälter geleitete Kohlensäurehaltige (25 - 30 % CO_2) Gasolgas aus der Adsorptionsanlage werden gemeinsam entgast bzw. entbenziniert. Das Gasometergasol wird über 2 2-stufige Gasolkompressoren mit je 850 m^3 Stundenleistung auf 35 atü komprimiert und gelangt über eine Kondensation ($2 \times 35 \text{ m}^2$) in einen Abscheider, welcher auf 35 atü Druck und 25°C Temperatur gehalten wird. Die verbleibenden gasförmigen Anteile, zum größten Teil C_1 , C_2 , C_3 und ca. 55 % Kohlensäure gehen über ein automatisches Druckreglerventil zur Adsorptionsanlage zurück. Das verflüssigte Produkt wird in eine 25 m^3 fassende Vorlage, die unter einem Druck von ca. 20 atü steht, über einen Kondens-Topf weiterentspannt. Diese Zwischenentspannung hat den Zweck, einen weiteren Teil der in der Flüssigkeit gelösten Kohlensäure freizumachen. Das über einen Regler gehende Entspannungsgas aus dieser Vorlage hat einen Kohlensäuregehalt von ca. 50 % und geht ebenfalls zur Adsorptionsanlage zurück. Die in dieser Vorlage verbleibende Flüssigkeit, Rohgasol genannt, wird nun gemeinsam mit dem instabilen Primärbenzin über Pumpen durch einen Nischer einem weiternachgeschalteten Wärmeaustauscher (50 m^2), in welchem das die Stabilisationskolonne mit einer Temperatur von ca. 135°C verlassende stabile Benzin einen Teil seiner Wärme an das einströmende Produkt abgibt, zu einem Vorwärmer (3 m^2), der das Binsestprodukt auf ca. 110°C erwärmt, in die Kolonne eingeführt. Der Arbeitsdruck dieser Kolonne ist 16 - 18 atü. In der Kolonne findet die Trennung in den als Kopfprodukt über Kondensation ($4 \times 40 \text{ m}^2$) abgehenden Reflux, bestehend aus C_2 , C_3 , C_4 Kohlenwasserstoffen und ca. 6 % Kohlensäure, das als Seitenstrom über eine Seitenkolonne mit Wiederaufkocher (1 m^2) abgehende Treibgas mit max. 2 % Kohlensäuregehalt und das als Bodenprodukt abgehende stabile Benzin mit einem Reid-Dampfdruck

regelbar von 0,55 - 0,80 ata statt.

Das die Seitenkolonne verlassende Treibgas geht über einen Kühler (10 m^2) zur Treibgasvorratavorlage und von dort über eine Pumpstation zur Treibgasabfüllung. Das den Böden der Hauptkolonne verlassende stabile Benzin geht über vorerwähnten Wärmeaustauscher und nach geschaltete Kühler ($2 \times 35 \text{ m}^2$) zu einer Vorlage und von dort über Pumpstation zum Tanklager. Eine Neutralisation dieses Benzins ist nicht erforderlich, da die Neutralisationszahl von 0,005 bis 0,01 den motorischen Anforderungen entspricht. Die im Reflux-Behälter nicht verflüssigten Gasbestandteile, welche neben 25 - 30 % Kohlenäure noch wesentliche Anteile an C_3 und C_4 Kohlenwasserstoffen enthalten, gehen in die Ansaugung der Gasolkompressoren zurück.

In einer zweiten vorhandenen Seitenkolonne besteht die Möglichkeit, C_4 Kohlenwasserstoffe getrennt abzuziehen.

Die Leistung der Anlage beträgt 8,000 ts. Primärbenzin je Stunde und 2,5 ts. Bongasol je Stunde.

Die Hauptkolonne besitzt 50 Glockenböden und hat einen Durchmesser von 800 mm. Die Seitenkolonnen haben je 15 Böden und einen Durchmesser von 300 mm.

Der Wiederaufkocher der Hauptkolonne besitzt 80 m^2 Heizfläche und wird mit 18 ata Wasserdampf indirekt gespeist.

Für die Wiederinbetriebsetzung der Anlage werden zwei Wochen benötigt.

Nachverarbeitung
Alkazid-Anlage

Verfahrensbeschreibung

Die Alkazid-Anlage ist eingesetzt für die Gewinnung von Kohlensäure aus dem Synthese-Restgas. Diese Kohlensäure wird als Schutzgas im Synthesebetrieb und für die Tränkung bei der Herstellung der Kontakte in der Katalysatorfabrik für Fischer-Tropsch-Anlagen verwendet.

Die Anlage arbeitet mit Alkazidlauge, welche eine von der IG-Farbenindustrie hergestellte Speziallauge für die Gewinnung von Kohlensäure ist.

Die Alkazidlauge hat die Eigenschaft, Kohlensäure bei tiefer Temperatur aufzunehmen und sie in der Siedehitze wieder abzugeben. Die technische Durchführung des Verfahrens erfolgt dementsprechend so, dass Alkazidlauge zwischen einem Waschturm und einem Ausgasser in ständigen Kreislauf mit folgenden Stufen geführt wird.

Die regenerierte Lauge (Frischlauge) tritt zuerst in den Waschturm (1,5 m Ø, 12 m Höhe), der bei einem Druck von 4 m W.S. arbeitet und mit Porzellan-Raschigringen gefüllt ist, ein, durchläuft diesen im Gegenstrom zu dem von der Kohlensäure zu befreienden Syntheserestgas von oben nach unten und belädt sich hierbei mit Kohlensäure. Die vorteilhafteste Arbeitstemperatur in diesem Waschturm ist ca. 45° C.

Die durch den Austausch mit dem Syntheserestgas sich mit Kohlensäure sättigende Lauge wird hierauf aus dem Sumpf des Wascherts mit einer Pumpe durch einen Wärmeaustauscher auf den Ausgasser (1,5 m Ø, 12 m hoch) der bei 4 m W.S. arbeitet, und mit Porzellan-Raschigringen gefüllt ist, gedrückt. Im vorerwähnten Wärmeaustauscher wird die gesättigte Lauge von der den umgekehrten Weg laufenden regenerierten Lauge aufgewärmt, wobei sich letztere entsprechend abkühlt.

Die gesättigte, vorgewärmte Lauge durchläuft den Ausgasser von oben nach unten, wärmt sich immer weiter auf und wird schließlich im unteren Teil des Ausgasers mit Hilfe eines indirekt mit 2,5 m W.S. betriebenen Kochers bei einer Temperatur von ca. 110° C abgekocht.

Unter der Einwirkung der erhöhten Temperatur und der von unten nach oben aufsteigenden Wasserdämpfe wird im Ausgaser die zuvor im Waschturm aufgenommene Kohlensäure aus der Lauge wieder abgetrieben. Die Kohlensäure verlässt mit dem Wasserdampf der im Unterteil des Ausgasers als direkter Dampf zur Regulierung der Alkaidilauge dichte zugegeben wird, am Kopf des Ausgasers denselben, und wird nach Kühlung und Kondensation des Wasserdampfes einem 300 m^3 fassenden Gasbehälter zugeleitet.

Aus diesem Behälter saugt ein auf 6 atü arbeitender Kolben-Kompressor die Kohlensäure ab und drückt dieselbe über zwei wechselweise zu schaltende Silikagel/Trockentürme den Verbraucherstellen zu. Die ausgegaste regenerierte Lauge läuft heiss einer 2. Pumpe zu, welche die Lauge über den Wärmeaustauscher und einen diesen nachgeschalteten Laugkühler wieder auf den Waschturm fördert, worauf der Kreislauf der Lauge von neuem beginnt.

In der Anlage werden ca. 900 m^3 Syntheserestgas teilweise von ihrem Kohlensäuregehalt befreit. Die max. Kohlensäureerzeugung je Stunde beträgt 230 m^3 .

II/3

**Nachverarbeitung
Redestillation**

Die Anlage verarbeitet das aus der Fraktionierung kommende Leichtbenzin, welches eine Siedelage von 60° - ca. 200° C hat und das Leichtbenzin aus der Atmosphärendestillation der Olanlage, welches einen Siedebereich von 40 - ca. 210° C hat und das Schwerbenzin II der Atmosphärendestillation der Olanlage, siedend von 100 - 300° C. Der Schnitt ist so gelegt, dass als Kopfprodukt ein Benzin bei ca. 160° C überdestilliert, als Bodenprodukt ein Dieselkraftstoff mit der Siedelage von 160° - ca. 270° C erhalten wird. Das Kopfprodukt wird dem Fahrbenzin beigegeben. Das Bodenprodukt, dessen Flammpunkt bei + 40° C und dessen Stockpunkt bei - 42° C liegt, wird dem Schwerbenzin der Fraktionierung, welches denselben Stock- und Flammpunkt ähnliche Eigenschaften besitzt, beigegeben und als Dieselkraftstoff verwendet.

Die technischen Daten und Gewährleistungen der Anlage gehen aus nachstehender Aufstellung hervor:

Benzindestillation für einen Durchsatz von 1.000 - 2.000 kg/h.

Betriebsdruck bis 1/2 atü

- 1 Fraktionierkolonne 600 mm SW mit 12 + 4 Fraktionierböden mit Glocken,
- 1 dampfgeheizter Vorwärmer 20 m² Heizfläche
- 1 Wiederaufkocher 20 m² Heizfläche
- 1 Rückstandskühler 25 m² Kühlfläche
- 1 Kondensator 40 m² Kühlfläche

Gewährleistung:

- a) Leistung: 2.000 kg/h
- b) Fraktionierung: E.P. mit + 3° C Genauigkeit einstellbar, höchster E.P. = 140° C

11/43

Paraffinanlage

hierzu Zeichnungen: Kapsel II/6

Ausgehend von den über 320° siedenden Destillationsrückständen des Rohparaffins der Mitteldrucksynthese und des Kontaktschluffs aus- schließlich der bei der Extraktion der Syntheskontakte anfallenden Hartparaffine, die in der Top- bzw. Fraktionieranlage der Nach- verarbeitungsabtriebe anfallen, werden folgende Hartigprodukte hergestellt:

- | | |
|---------------|-----------------|
| Tafelparaffin | Hartwachs |
| Weichparaffin | Elastikwachs |
| | Kontaktparaffin |

Die beiden oben genannten in je einem gebelzten Hochbehälter von 100 m³ Inhalt gestapelten Rückstände werden zunächst in einer kontinuierlich arbeitenden Vacuumdestillations-Anlage zerlegt in zwei Destillate und einen Rückstand. Es stehen hierfür je zwei Kolonnen zur Verfügung, die im oberen Teil die Heizschlangen, im unteren Teil den Wärmeaustauscher und den Kühler enthalten. Zur Beheizung dient ein Heisswasser-Umlauf-System. Das Vacuum wird von einer liegenden, zweistufigen Pumpe erzeugt. Der Einsatz des Ausgangsmaterials erfolgt über eine Pumpe mit 1,5 m³/h Leistung. Das Abziehen der Destillate und Rückstände aus den Kolonnen erfolgt durch Zahnradpumpen. Bei einem Vacuum von 6 mm Hg werden in der ersten Kolonne 150 - 160° C, in der zweiten Kolonne 230 - 300° C an den Abläufen eingehalten.

Der Tafelparaffinerzeugung dient das Destillat II aus dem Mittel- drucksyntheseparaffin. Es wird zunächst in einer Desintegrations- anlage unter Zusatz von 1 % heisser 5%iger Natronlauge entsäuert und mit Wasser gewaschen. Das entsäuerte Produkt wird bei 70 - 80° C in die Schwitzkammern eingesetzt und durch einen Luftstrom inner- halb 24 Stunden abgekühlt bis wenige Grade unterhalb seines Stock- punktes. Durch langsames Wiederaufheizen des entstandenen Kristall- breies über einen Zeitraum von 48 Stunden gelingt die Trennung der Paraffinkristalle vom anhaftenden Öl. Der Hochstockende Anteil der Ablauföle geht als Rücklauf zum Absatz einer neuen Charge. Das kristalline Material wird durch Einblasen von direktem Dampf aufgeschmolzen, über einen Abscheider entwässert, mit etwa 1 % Bleicheerde unter Zusatz von wenig Entfärbungskohle raffiniert, in

eine beheizte Rahmenfilterpresse gedrückt und schliesslich einer Kühlpresse zugeführt. Die hier anfallenden Platten werden auf versandfähige Grösse zerschnitten. Der Stockpunkt des Materials beträgt 50 - 52°C.

In gleicher Weise erhält man durch Schwitzen des Destillats I aus dem Mitteldrucksyntheseparaffin ein niedriger stockendes Material, das gemeinsam mit Tafelparaffin dem Hartwachs zugemischt, letzterem die Sprödigkeit nimmt. Das erhaltene elastische Plastikwachs zeigt einen Stockpunkt von etwa 75°C und wird über eine Kühlwalze in Schuppenform gebracht.

Von den 4 vorhandenen Schwitzkammern enthält jede 48 Schwitzelemente, doppelte Zylinder von ca. 3 m Höhe, 600 mm äusserem und 450 mm innerem Durchmesser. Der Ringraum von 150 mm lichter Weite dient zur Aufnahme des Schwitzgutes. Der Beheizung dienen darunter angeordnete Dampfrohre, dem Aufschmelzen in Bodenhöhe jedes Elementes angebrachte Dampfzuführungen. Eine Kammer fasst 15 m³ Einsatzmaterial. Das Ausbringen an Fertigprodukt beträgt 5 m³, die Rücklaufmenge 3 m³. Zur Raffination dient ein Mischbehälter von 10 m³ Inhalt. Die Durchmischung geschieht mittels Druckluft.

Rahmen- und Kühlpresse bestehen aus je 36-Rahmen, ihre Abmessungen sind 600 x 600 x 25 mm und 1000 x 600 x 40 mm.

Den Rückstand der Vacuumdestillation des Mitteldrucksyntheseparaffins wird unter Zusatz von etwa 10 % Bleicherde und 1 % Bleifarbkohle bei 80°C raffiniert, filtriert und auf der Kühlwalze abgeschöpft. Das anfallende, reinweisae Hartwachs weist Stockpunkte von 90 - 95°C auf. Für die Raffination stehen zwei Mischer mit 10 und 15 m³ Inhalt und eine weitere Rahmenpresse, der bereits genannten Abschöpfungen zur Verfügung. Vorhanden sind ferner 2 Kühlwalzen mit

Der in der Fraktionierung anfallende Rückstand enthält die hochsiedenden Paraffine der Normaldrucksynthese und das bei der Extraktion der Synthesekontakte anfallende Kontaktparaffin. Der durch Vacuumdestillation hieraus erhaltene Rückstand lässt sich verhältnismässig schwer raffinieren. Bislang konnte das unraffinierte Material als solches abgesetzt werden. Es wird gleichfalls auf einer Kühlwalze von 12 t Tagesleistung abgeschöpft.

11/5

Schmierölanlage

Stabilisation

Diese Stabilisationsanlage, die ursprünglich für die Stabilisierung der leichten Kohlenwasserstoffe des Synthesebetriebs gebaut war, wird für die Stabilisierung des in der Dubbs-Spalanlage anfallenden Kühlbenzins eingesetzt. Verarbeitet wird Kühlbenzin und Spaltgas, durchgesetzt werden stündlich ca. $1,2 \text{ m}^3$ Kühlbenzin und ca. 800 m^3 Spaltgas. Als Kopfprodukt fällt ein Treibgas mit einem Litergewicht von ca. 1,65 und ein Bodenprodukt als stabiles Benzin mit einem Reid-Dampfdruck von 0,7 ata an.

Für die Verdichtung des Spaltgases, das im oberen Drittel der Kolonne gasförmig aufgegeben wird, steht ein Tandem-Verbund-Kompressor mit ca. 1.000 m^3 Ansaugleistung zur Verfügung.

Die Temperatur- und Druckbedingungen sind folgende:

Kolonnendruck:	16 atü
Vorwärmertemperatur:	ca. 120°C
Wiederaufkochertemperatur:	" 180°C
Kopftemperatur:	" 62°C
Bodentemperatur:	" 175°C

Das anfallende Treibgas wird mit dem Treibgas der Stabilisation II gemischt und gelangt zur Abfüllung. Das stabilisierte Kühlbenzin wird mit dem Kondensationsbenzin der 1. Stufe der Spaltanlage gemischt und gelangt nach vorheriger Trocknung zur Polymerisation in die Schmierölsynthese. Das Stabilisationsabgas, welches ca. 25 % Äthylen enthält, wird der Chemischen Fabrik Holten zwecks Äthylenverwertung zur Verfügung gestellt.

Die technischen Daten und Gewährleistungen der Anlage gehen aus nachstehender Aufstellung hervor:

Gasbenzinstabilisierung und Gasbenzin - Rückgewinnung. Durchsatz:

$1.900 \text{ kg Benzin} + 1.000 \text{ m}^3 \text{ Gas/h.}$

Betriebedruck: max. 25 atü

1 Fraktionierturm NW 600 mm

35 Fraktionierböden mit Glocken in einem Abstand von 600 mm.

Betriebedruck 25 atü.

1 Vorwärmer 15 m^2

1 Wärmetauscher 25 m^2 Heizfläche

- 1 Wiederaufkocher 25 m² Heizfläche
- 1 Benzinkühler 20 m² Kühlfläche
- 1 Kondensator 60 m² Kühlfläche

Gewährleistungen:

- a) Leistung: 2.000 kg Benzin und 1.000 m³ Gas
(A-Kohlekondensorgas)
 - b) Das entbenzinierte Gas praktisch pentenfrei (unter 0,05 %)
 - c) Das stabilisierte Benzin propanfrei (unter 0,05 %)
 - d) Dampfdruck einstellbar 0,4 - 0,8 ata Reid 40° C ± 10 %
- Die Anlage kann bei Gestellung von genügenden Arbeitskräften in 2 Wochen betriebsbereit sein.

Schmierölanlage
Synthese

Verfahrensbeschreibung zur Herstellung von Schmieröl.

Zur Erzeugung von synthetischen Schmierölen wird von 2 Fraktionen der Primärprodukte der Fischer-Synthese ausgegangen, und zwar von der Fraktion im Siedebereich von 230 - 320° C und von einer über 300° C siedenden Fraktion. Das in der Dubbs-Olefin-Spaltanlage erzeugte Spaltbenzin, welches aus ca. 72 % hauptsächlich endständigen Olefinen besteht, wird über Chlorkalzium getrocknet, da der Feuchtigkeitsgehalt im Benzin 0,01 % nicht übersteigen soll. Die Trocknung erfolgt über Chlorkalzium in einem Turm der ca. 12 ts. Chlorkalzium Füllinhalt hat. Die stündliche Leistung dieses Turms beträgt ca. 3 m³/h. Nach erfolgter Trocknung wird das Spaltbenzin den Syntheserührkesseln zugeführt. Nach Zugabe von Aluminiumchlorid als Katalysator bilden sich während des Agitierens durch Polymerisation und Kondensation bei einer Temperatur von 20° C ansteigend bis 100° C zwei neue Produkte, das sogenannte Kontaktöl und ein Polymerisationsprodukt, genannt "Obere Schicht". Aus dieser "Oberen Schicht" wird nach Eatchlorung und Filtration das Schmieröl in einer Atmosphären- und anschließend einer Vacuum-Destillation herausdestilliert. Das Aluminiumchlorid ist gekörnt und wird, da es sich um einen kontinuierlichen Betrieb handelt, vor jeder Charge dem Synthesekessel in einer Menge von 1,2 %, bezogen auf das eingesetzte Spaltbenzin, zugegeben.

Der Syntheserührkessel hat ein Volumen von 32 m³. Für eine Charge werden verwendet:

- 150 kg Aluminiumchlorid
- 18 obm Spaltbenzin und
- 8 " Kontaktöl (bei der Herstellung Motorenöl).

Der Syntheserührkessel ist mit Dampfheizung und Wasserkühlung versehen.

Der Druckanstieg während der Umsetzung verläuft infolge der Reaktion durch die eintretende Verschiebung der Siedelage des Reaktionsproduktes nicht proportional dem Temperaturanstieg. Der anfänglich stärker bis auf 3 atü ansteigende Druck nimmt mit dem Ende der Polymerisation auf ca. 1,5 atü ab. Die Reaktionszeit

beträgt 12 - 14 Stunden.

Nachfolgend ein Beispiel für günstige Temperaturverteilung während der Polymerisation:

1 Stunde	bei	40° C
2 Stunden	"	60° C
3 Stunden	"	80° C
8 Stunden	"	100° C.

Die Polymerisationsgeschwindigkeit nimmt mit ansteigender Temperatur zu.

Die Drehzahl des Rührers im Synthesekessel beträgt 150 Upm.

Als Abkühlzeit nach der Polymerisation wird ca. eine Stunde gebraucht.

Das sich bei der Polymerisation bildende Kontaktöl ist eine Doppelverbindung von Aluminiumchlorid und Kohlenwasserstoffen und als Zwischenverbindung einer homogenen Katalyse anzusprechen. Es setzt sich aus ca. 70 % organischen und 30 % anorganischen Bestandteilen zusammen. Etwa 2 - 3 % des eingesetzten Spaltbenzins gehen mit dem vorgelegten Aluminiumchlorid die Neubildung des Kontaktöles ein. Das günstigste Arbeitsverhältnis für die Polymerisation von Motorenöl ist Kontaktöl zu Spaltbenzin wie 1 : 2. Das Reaktionsprodukt besteht nach der Polymerisation aus ca.

60 % Schmieröl,
25 % Dieselöl und
15 % Benzin,

welches eine Siedelage bis 200° C hat. Von den ca. 72 % Oefinen des Spaltbenzins werden ca. 78 % zu Schmieröl polymerisiert. Der Rest verteilt sich auf die Bildung der Polymerisate wie Dieselöl und leichte Öle.

Die Siedelage der "Operen Schicht" ist ungefähr folgender:

bis 120° C siedend	0,2	Gewichtsprozent
von 120 - 140° C siedend	0,9	"
" 140 - 160° C	1,9	"
" 160 - 180° C	3	"
" 180 - 200° C	12	"
" 200 - 300° C	16	"
" 300 - 370° C	7	"
und über 370° C	65	"

Das nach der Polymerisation aus den Syntheserührkesseln durch Stickstoff abgedrückte Reaktionsprodukt wird in Absetztürmen von dem mitgeführten Kontaktöl getrennt. Die Absetzdauer in den 25 m³ fassenden Absetzbehältern beträgt ca. 7 Stunden. Die Länge der Absetzdauer beeinflusst sehr wesentlich den Grad der Abscheidung des Kontaktöles und damit den nachfolgenden Entchlorationseffekt. Das abgeschiedene Kontaktöl wird im unteren konischen Teil des Absetzturmes in eine Kontaktölvorlage abgezogen und entsprechend dem vorher angegebenen Mischungsverhältnis von Benzin und Kontaktöl der Synthese erneut zugeführt. Die "Obere Schicht" wird über eine Vorlage dem Entchlorationskesseln zugeführt. Diese Kessel haben einen Inhalt von 32 m³ und sind mit Rührwerken versehen, die eine Drehzahl von 105 Upm haben. Ähnlich wie die Synthese haben die Entchlorationer Dampfheizung und Wasserkühlung. In einer Charge werden 24 m³ "Obere Schicht" mit ca. 1,2 % Bleicherde (Tonsil) und ca. 1,2 % Zinkoxyd, bezogen auf die "Obere Schicht", ungefähr 3 Stunden bei einer Temperatur von 180° C gekührt. Die Aufheizzeit beträgt ca. 2 1/2 Stunden, der bei der Entchloration sich einstellende max. Druck bei einer Temperatur von 180° C ist ca. 12 atü. Der Wassergehalt der Hilfstoffe Tonsil und Zinkoxyd darf 1 % nicht übersteigen.

Die "Obere Schicht" enthält nach Verlassen des Absetzturmes Chlor in folgender Form:

Chlorträger sind:

- 1) die noch vorhandenen Kontaktölteilchen,
- 2) der in geringer Menge gelöste Chlorwasserstoff, ^{kohlen}
- 3) Chlorwasserstoffe, die sich bei der Polymerisation gebildet haben. ^{kohlen}

Der Gesamtchlorgehalt der "Oberen Schicht" nach dem Absetzen beträgt ca. 7.000 mg/kg, wovon ca. 4.000 - 4.500 mg/kg abspaltbares Chlor sind. Die Neutralisationszahl ist 2 - 3. Nach erfolgter Entchloration ist der Gesamtchlorgehalt auf ca. 100 mg/kg, wovon 15 mg/kg abspaltbares Chlor sind, gefallen. Die Neutralisationszahl ist ungefähr 0,02. Das entchlorierte Produkt wird von den beigegebenen Hilfstoffen in einem Rahmenfilter (Kelly-Filter) filtriert. Die Leistung dieser Filter ist ca. 25 m³/h bei einer vorhandenen Filterfläche von 25 m². Die Filtration wird bei 80° C durchgeführt. Zur restlosen Reinigung von Hilfstoffen wird in einer nachgeschalteten Rahmenfilterpresse blankfiltriert. Das entchlorierte und filtrier^{te} Produkt gelangt nun zur weiteren Aufarbeitung in

in eine Atmosphärendruckdestillation. Diese hat die Aufgabe, die Benzin- und Dieselölanteile bis zu einer Siedegrenze von ca. 300° C herauszudestillieren. Der maximale Durchsatz dieser Anlage beträgt 5,5 m³/h. Die Austrittstemperatur des ca. 80 m² Heizfläche besitzenden Röhrenölerhitzers ist 250° C. Die Ablauftemperatur des zu einer Schwerbenzinseitenkolonne gehenden Schwerbenzins beträgt 160° C, die Kopftemperatur der Hauptkolonne 120° C. Das Bodenprodukt der Hauptkolonne geht über einen Siphon in eine 2. Kolonne, in welcher mit Hilfe von Wasserdampf das Schwerbenzin II genannte Produkt abgeflacht wird. Die in der Atmosphärendestillation anfallenden Produkte setzen sich etwa wie folgt zusammen:

- 10 % Leichtbenzin - 200° C
- 20 % Schwerbenzin I (Dieselöl) siedend von 180 - 330° C
- 5 % Schwerbenzin II " " 100 - 300° C
- 65 % Rohöl (Rückstand)

Das Rohöl der Atmosphärendestillation wird in einer nachgeschalteten Vacuum-Blasendestillation bei 2 mm Quecksilber weiterverarbeitet. Die in der Blasendestillation unter Beigabe von Wasserdampf anfallenden Produkte sind folgende:

- 1) Vorlauf
- 2) Destillat I
- 3) " II
- 4) " III
- 5) Rückstand.

Die Temperaturen und Fahrdaten sowie die Siedelage vorstehender Produkte richten sich nach den zu produzierenden Öltypen. Es können sämtliche Arten von Spindelöl, Maschinenöl, Motorenöl und Heißdampfzylinderöl hergestellt werden. Der Durchsatz der Anlage beträgt ca. 3 m³ stündlich. Die erzeugten an sich schon hellen Öle werden mit Bleicherde (Fonsil) in Rührkesseln bei ca. 140° C weiteraufgehellt.

Die Füllung eines Bleichers beträgt: 8 m³ Öl,
 Aufheizzeit: 1 Stunde,
 Bleichzeit: 20 Minuten.
 Fonsilzusatz je Charge: ca. 15 - 20 kg

Das gebleichte Öl wird ohne vorherige Abkühlung in einem Rahmenfilter (Kelly-Filter) mit 25 m² Filterfläche bei einer stündlichen Filterleistung von 8 m³ von dem zugegebenen Fonsil befreit.

Nach dieser Filtration erfolgt in einer Rahmenpresse mit 24 m² Filterfläche eine Nachfiltration.

Die Leistung der Anlage beträgt mit den vorhandenen 4 unversehrten Synthesekesseln bei 5,5 Chargen je Tag, was einem Spaltbenzineinsatz von 100 m³ entspricht, bei monatlich 25 Arbeitstagen ca. 1.000 ts.

Als Ausbeute der Schmierölerzeugung aus Spaltbenzinen von C 5 an aufwärts können folgende Zahlen angegeben werden:

40 % Schmieröl, bezogen auf den Spalteinsatz,

67 % Schmieröl, bezogen auf den Spaltbenzineinsatz.

Die Viskositätspolhöhe des erzeugten Schmieröls beträgt ca. 1,72.

Die Aufteilung der bei der Polymerisation anfallenden Gesamtprodukte, bezogen auf

1) Spalteinsatz

2) Spaltbenzin

sind folgende:

1) Spalteinsatz:

40,0 % Schmieröl

17,6 % Dieselöl

4,7 % Restbenzin bis C 9

1,8 % Kontaktöl und

1,3 % Verlust

2) Spaltbenzin:

60,0 % Schmieröl

27,1 % Dieselöl

6,0 % Restbenzin bis C 9

3,0 % Kontaktöl und

2,0 % Verlust

Für die Instandsetzung der Anlage zur Erreichung einer Leistung von 1.000 moto sind bei Zurverfügungstellung von genügend Arbeitskräften ca. 3 Monate bis zur Wiederinbetriebnahme erforderlich.

II/5

Schmierölanlage.

Dubbs-Olefin-Spaltanlage.

Verfahrensbeschreibung.

Die Anlage gliedert sich in folgende Teile:

1) Spaltofen:

bestehend aus einer Heizzone von ca. 300 m² Heizfläche und einer Spaltzone von ca. 265 m² Heizfläche. Der Ofen ist als reiner Konvektionsofen anzusprechen. Die Rohrleitung des Ofens besteht aus Rohren von 3 1/2 auf 4" bei einer beheizten Rohrlänge von 10.500 mm. 80 Rohre der Heizzone im kalten Teil bestehen aus normalem Kohlenstoffstahl, während die beiden unteren Reihen (10 Rohre) der Heizzone und die 80 Rohre der Spaltzone, die in 5 parallelen Strängen geschaltet sind, aus Material Marke 215 HSV bestehen. Beheizung des Ofens mit Syntheserestgas.

2) Kokskammer:

Die Kokskammer ist ein zylindrischer Behälter mit 2.100 mm Ø und 10.500 mm Höhe ohne Einbauten. Zur Kühlung der den Ofen verlassenden Dämpfe wird auf die Kokskammer das dem Sumpf der Fraktionierkolonne entnommene und auf 90° C gekühlte Bodenprodukt als Kühlöl aufgegeben. Kühlölbeaufschlagung 5 - 6 m³/h.

3) Fraktionierkolonne:

Die die Kokskammer verlassenden Dämpfe gelangen in die Fraktionierkolonne, die 1.800 mm Ø und 18 m Höhe hat.

Diese Kolonne ist folgendermassen aufgebaut:

16 Glockenböden im Oberteil für die Trennung von Benzin und Rücklauf (Recycle), eine in die Kolonne eingebauten Recycle-Abzugsvorlage, darunter 2 weitere Glockenböden und 6 Siebböden für die Trennung von Recycle und Kühlöl und dem Kühlölsumpf.

4) Kondensation:

Die Dämpfe der Fraktionierkolonne gehen über eine 2-stufige Kondensation, wovon die Stufe I als indirekte Wasserkondensation und die Stufe II als indirekte Solekondensation arbeitet. Das in der Kondensationsstufe I auf ca. 70° C abgekühlte Spaltbenzin wird als Rückfluss der Kolonne wiedergeführt und der eigentliche Anfall geht über nochmalige Kühlung bezw.

bezw. Laugenwäsche zum Vorratatank.

Die Kondensationsstufe I, welche aus 2 Gruppen mit Kondensator 100 m^2 und Kühler 80 m^2 besteht, kann wechselweise betrieben werden wegen der bei der Kondensation auftretenden Korrosionserscheinungen, hervorgerufen durch die im Spaltbenzin sich befindlichen organischen Säuren.

Das in der Kondensationsstufe II anfallende sogenannte Kühlbenzin wird bis auf ca. 10°C abgekühlt und gelangt über eine Druckvorlage als Einsatz zur beschriebenen Stabilisation. Im Gastteil des Aufnahmebehälters für das Kühlbenzin befindet sich der Enddruckregler, der auf 4 atü eingestellt ist und das erzeugte Spaltgas zu einem Gasolgasbehälter abreguliert. Dieses Spaltgas wird zwecks Entbenzinierung der Stabilisation gemeinsam mit dem Kühlbenzin zugeführt.

Die Anlage verarbeitet das aus der Fraktionierung kommende Gasöl im Siedebereich von $230 - 320^\circ \text{C}$ (Material I) bzw. getrennt davon die aus der Paraffinanlage kommenden Destillate mit einem Siedebeginn von über 300°C (Material II). Das erzeugte Spaltbenzin hat jeweils den Endpunkt, der dem Siedeanfangspunkt des eingesetzten Rohmaterials entspricht, d.h. bei einem Einsatzmaterial I mit Siedebeginn 200°C ist der Endpunkt des Spaltbenzins 200°C und bei einem Einsatzmaterial II mit Siedebeginn 300°C ist der Endpunkt des Spaltbenzins 300°C . Die erzeugten Spaltbenzine haben einen Olefingehalt von 70 - 76 %. Die Olefine sind hauptsächlich endständig. Der Einsatz der Anlage bei der Verarbeitung von Material I ist ca. 100 Tato, bei Material II max. 135 Tato.

Die Ausbeute an Stabilbenzin bei Material I ca. 65 %, bei Material II ca. 72 %.

Verfahrensmässig werden zwischen Heiz- und Spaltzone je Stunde 1.000 kg auf 500°C überhitzter Wasserdampf beigegeben.

Der Druckverlauf vom Ofeneintritt bis zum Enddruckregler ist folgender:

	<u>bei Material I und II</u>
Ofeneintritt:	14 atü
Austritt Heizzone = Eintritt Spaltzone:	7 "
Austritt Spaltzone:	5,8 "
Austritt Koksammer:	5,5 "
Austritt Fraktionierkolonne:	5,2 "
Enddruck im Kühlbenzinaufnahmebehälter	4 "

Der Temperaturverlauf ist folgender:

	Material I	Material II
Eintritt Heizzone:	200° C	240° C
Austritt Heizzone:	460° C	450° C
Austritt Spaltzone:	550° C	530° C
Austritt Kokskammer:	380° C	410° C
Austritt Fraktionierkolonne:	200° C	275° C

Bei einem Gesamteinsatz in den Ofen von 20m³/h wird bei
 Material I 1 Teil Frischöl auf 2,65 Teile Recycle
 Material II 1 " " " " 1,85 " " eingesetzt.

Die Fahrdaten der Pumpen sind folgende:

	m ³ /h	Druck atü	Temperatur C
Heißölpumpe	20	14	260°
Frischölpumpe	5,5 - 7,5	14	60°
Kühlölpumpe	6	12	90°
Rückflusspumpe (Reflux)	10 - 14	12	70°

Für die Instandsetzung der Anlage sind bei Bestellung genügender Arbeitskräfte bis zur Inbetriebnahme 6 Wochen erforderlich.