

Abb. 2-16: Allgemeines Fließschema der Synthese

### 2.2.3.1 Erzeugung von Synthesegas

Die wesentlichen Bestandteile des Synthesegases, Wasserstoff und Kohlenoxid, waren in dem Synthesegas für die in Deutschland bis 1945 betriebenen Synthesen im Volumenverhältnis  $H_2 : CO$  zwischen 1,8 und 2,0 enthalten. Der Gehalt an  $CO$  und  $H_2$  betrug meist 85-90%; der Rest waren "inerte" Gase wie Kohlendioxid, Stickstoff und Methan. Der Synthesegasbedarf einer Anlage für die Erzeugung von 150 000 t/jahr Primärprodukt Kohlenwasserstoffe von  $C_3$  an aufwärts (im folgenden kurz  $C_3$ -Kohlenwasserstoffe genannt) lag bei ca. 3,15 Mio  $Nm^3$ /Tag. Zur Darbietung so großer Gasmengen waren umfangreiche Anlagen erforderlich, die etwa 60-80% der gesamten Investitionskosten eines Werkes beanspruchten.

Die in Deutschland betriebenen Synthesewerke vergastem überwiegend Steinkohlenkoks in Wassergasgeneratoren zu einem Gemisch von 1  $CO$  : 1,25  $H_2$ . Das im Synthesegas damals erforderliche Verhältnis von im allgemeinen 1  $CO$  : 2  $H_2$  wurde meist durch teilweise Konvertierung des Kohlenoxids mit Wasserdampf

zu Wasserstoff und Kohlendioxid eingestellt; aus 1. Volumen Wassergas wurden so rd. 1,1 Volumina Synthesegas erhalten. In einigen Anlagen wurde Koksofengas in die Wassergasgeneratoren mit eingespeist; der Methananteil des Koksofengases wurde durch den Wasserdampf größtenteils zu CO und H<sub>2</sub> umgesetzt, der hohe Wasserstoffgehalt des Koksofengases ergab das gewünschte CO/H<sub>2</sub>-Verhältnis. Nach einer anderen Arbeitsweise wurde das Methan des Koksofengases in besonderen Spaltöfen mit Wasserdampf zu CO und H<sub>2</sub> umgesetzt und dieses Gas dem Wassergas beigemischt.

Für die Synthesegaserzeugung aus Braunkohlen im Synthesewerk Schwarzheide und im Synthesewerk Lützkendorf dienten Gaserzeuger nach Verfahren von Koppers, Didier oder Schmalfeldt.

#### 2.2.3.2 Reinigung des Synthesegases

Da alle für die Kohlenwasserstoffsynthese eingesetzten Katalysatoren selbst gegen sehr geringe Schwefelgehalte im Synthesegas außerordentlich empfindlich waren, war es erforderlich, das Synthesegas vor dem Eintritt in die Syntheseöfen - in einem Kompromiß zwischen dem technisch-wirtschaftlich Tragbaren und dem Notwendigen - bis auf einen Rest von 1-2 mg S/Nm<sup>3</sup> zu entschwefeln. Selbst dieser geringe Schwefelgehalt konnte die Lebensdauer eines Katalysators herabsetzen.

Die Reinigung erfolgte in zwei Stufen. Schwefelwasserstoff, ursprünglich zu 2-5 g/Nm<sup>3</sup> vorhanden, wurde im allgemeinen in der üblichen Grobreinigung durch Absorption mittels technischer Eisenoxidhydrate (Lux- und Lautamasse) bei gewöhnlicher Temperatur bis auf 2 mg/Nm<sup>3</sup> entfernt.

Der hiernach noch vorhandene organisch gebundene Schwefel - 10 bis 20 mg/Nm<sup>3</sup> je nach S-Gehalt des Koks, Vergasungsverfahren und Vergasungstemperatur - ließ sich in der Heiß- oder Feinreinigung nach dem Verfahren von Roelen und Feisst<sup>29)</sup>

weitgehend herabsetzen. Das Gas wurde hier bei Temperaturen von anfänglich  $150^{\circ}\text{C}$ , die im weiteren Verlauf der Benutzung der Anlage auf schließlich  $280^{\circ}\text{C}$  heraufgesetzt wurden, über hochalkalisierte Eisenoxidmasse geleitet. Die organischen Schwefelverbindungen wurden hierbei unter Bildung von Schwefelwasserstoff gespalten, der von der Feinreinigungsmasse gebunden wurde. Bei zweistufigem Betrieb der Anlage, gegebenenfalls mit nachgeschaltetem dritten Reiniger, konnte der Schwefelgehalt des Synthesegases auf Endgehalte von 2 bis  $3 \text{ mg/Nm}^3$  herabgesetzt werden - Werte, die für Fischer-Tropsch-Katalysatoren als ausreichend angesehen wurden.

Das Synthesegas wurde dann den Reaktionsgefäßen zugeleitet, und zwar unkomprimiert oder auf 7 at komprimiert, je nachdem, ob es in Normal- oder in Mitteldruckanlagen eingesetzt wurde.

#### 2.2.3.3 Herstellung des Co-Katalysators

Wie schon erwähnt, wurde der in Mülheim entwickelte "Normal"-Kobaltkatalysator (100 Teile Co, 18 Teile  $\text{ThO}_2$ , 100 Teile Kieselgur) im Zuge der technischen Entwicklung in den kobaltärmeren "Standard"-Kobaltkatalysator (100 Co, 5  $\text{ThO}_2$ , 8  $\text{MgO}$ , 200 Kieselgur) abgewandelt.

Voraussetzungen für die Herstellung eines brauchbaren, d.h. hinreichend lange Zeit aktiven Katalysators sind hoher Reinheitsgrad der Roh- und Hilfsstoffe, sowie genaue Einhaltung bestimmter Verfahrensbedingungen wie Temperaturen, Verweilzeiten, Konzentrationen, Mischungsverhältnisse usw.

Heiße Lösungen von Kobalt-, Thorium- und Magnesiumnitrat, im vorgeschriebenen Verhältnis gemischt, wurden unter Rühren einer heißen Natriumkarbonatlösung zugesetzt. Den ausgefällten

Karbonaten wurde die erforderliche Menge Kieselgur hinzugefügt. Der entstandene Brei wurde abfiltriert, gewaschen, granuliert und getrocknet.

Vor der Verwendung wurde der Katalysator mit trockenem Wasserstoff unter definierten Bedingungen bei 400-460°C reduziert, hierauf unter sauerstofffreies Schutzgas gebracht und in abgeschlossenden Kübeln verschickt.

Gebrauchte Katalysatoren wurden, nach Extraktion des in ihnen enthaltenen Paraffins mittels Syntheseöl, mit Salpetersäure behandelt, um Kobalt und Thorium herauszulösen, die in einem Mehrstufenprozeß wiedergewonnen wurden.

In Deutschland bestanden drei Fabriken, die den Katalysatorbedarf der Synthesewerke, ca. 600 t Katalysatormasse mit ca. 200 t Kobalt im Monat, deckten.

#### 2.2.3.4 Synthesereaktoren

Für die Normaldrucksynthese erwiesen sich am geeignetsten die sog. Lamellenöfen (Abb. 2-17). Bei 2,5 m Höhe, 1,5 m Breite und 5 m Länge enthielten sie ca. 10 m<sup>3</sup> entsprechend 3 t Katalysator. 630 waagerechte, von Druckwasser durchflossene Rohr mit aufgeschobenen Lamellen nahmen die Reaktionswärme auf. Die so entstehende wärmeübertragende Fläche von ca. 1,2 m<sup>2</sup>/kg Katalysator bzw. 3675 m<sup>2</sup>/Ofen ermöglichte es trotz der hohen Reaktionswärme, die 0,6-0,7 t Dampf je Ofen und Stunde liefert, die Temperatur im Reaktionsraum zwischen 170 und 210°C auf  $\pm 0,5^\circ\text{C}$  konstant zu halten. So konnten lokale Überhitzungen und ein Überhandnehmen der Methanbildung und der Kohlenstoffablagerung verhindert werden.

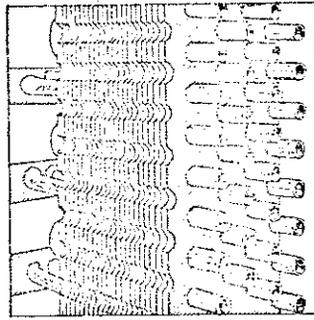


Abb. 2-17: Ausschnitt eines Lamellenpaketes eines Normaldruckofens<sup>30)</sup>

Für die M i t t e l d r u c k s y n t h e s e bei 7 at wurden sog. Doppelrohröfen verwendet. In senkrechten Doppelrohren von 4,5 m Länge befand sich der Katalysator innerhalb von Ringräumen von 10 mm Weite. Außerhalb der Doppelrohre und innerhalb der Innenrohre befand sich das Druckwasser (Abb. 2-18). Jedes Rohr enthielt rd. 5 l Katalysator. Ein  $10\text{ m}^3$ -Ofen enthielt 2046 Doppelrohre.

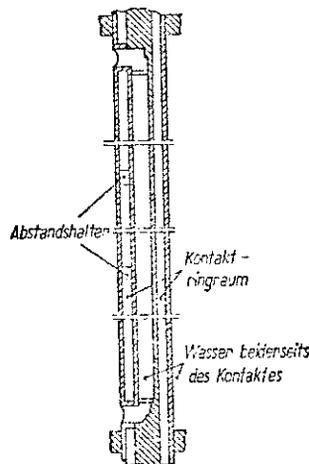


Abb. 2-18: Einzelnes Reaktionsrohr eines Doppelrohr-  
ofens der Mitteldrucksynthese<sup>31)</sup>

### 2.2.3.5 Betrieb der Synthese

Bei der Normaldrucksynthese erwies es sich als zweckmäßig, in Stufen - meist zwei, aber auch drei - zu arbeiten. Bei zwei Stufen gehörten entsprechend der während der Synthese auftretenden Kontraktion der Gase etwa 2/3 der Öfen zur Stufe I, der Rest zur Stufe II. 5-10% der Reaktoren waren aus der Produktion herausgenommen, um den Katalysator zu reaktivieren oder zu ersetzen. Im Mittel konnten je Ofen etwa 650 t flüssiges Primärprodukt erzeugt werden, bevor der Katalysator erneuert werden mußte. Frisch beschickte Öfen wurden in Stufe II eingesetzt. Die Reaktionstemperaturen nach dem Anfahren lagen zunächst bei 180-185°C. In allen Fällen wurde bei einer für einen bestimmten Umsatz notwendigen möglichst niedrigen Temperatur gearbeitet. Sie wurde bei Absinken der Katalysatoraktivität Grad für Grad erhöht. In Stufe I wurde mit älterem Katalysator bei Temperaturen bis 195°C gearbeitet. Die infolge hochmolekularer Ablagerungen auf dem Katalysator verminderte Aktivität des Kontaktes der Öfen von Stufe I wurde durch periodische Behandlung mit Synthesemittelöl zur Extraktion der hochschmelzenden Paraffine aus dem Katalysator und Durchleiten von reinem Wasserstoff verbessert. Der Gasdurchsatz in Stufe I lag bei durchschnittlich 1000 m<sup>3</sup>/Stunde/Ofen, in beiden Stufen zusammen bei durchschnittlich 660 m<sup>3</sup>/Stunde/Ofen. Die Raumgeschwindigkeit betrug für beide Stufen etwa 60/Stunde, die Volumenkontraktion in Stufe I etwa 50%, in beiden Stufen etwa 70-75%.

Bei der Mitteldrucksynthese wurden Drucke von 7-11 at und Temperaturen von 180-200°C angewendet. Alle Mitteldruckanlagen arbeiteten dreistufig und zwar mit der Hälfte der Öfen in Stufe I, einem Drittel in Stufe II und einem Sechstel in Stufe III. Meist in diese, aber auch in Stufe II, wurden die frisch mit Katalysator beschickten Öfen geschaltet. Die Gasbelastung des Katalysators war etwa die gleiche wie beim Normaldruckverfahren. Die Lebensdauer des Katalysators konnte bis zu 11 Monaten erreichen, also ungefähr

das Doppelte wie bei der Normaldrucksynthese. Ein zwischenzeitliches Reaktivieren des Katalysators war hier nicht notwendig. Die Volumenkontraktionen in den drei Stufen lagen bei etwa 50%, 35-40% und 30%, im ganzen bei 75-78%.

#### 2.2.3.6 Abscheidung der Produkte

Das gebildete Paraffin tropfte aus dem Katalysator in die Produktleitungen. In den Normaldruckanlagen wurden aus den am Boden der Syntheseöfen der Stufe I austretenden heißen Gasen durch direkte Kühlung mit Wasser in mit säurefestem Steinzeug ausgekleideten Kühltürmen die höhersiedenden öligen Anteile und das gebildete saure Reaktionswasser kontinuierlich abgeschieden. In einigen Anlagen wurden die abgekühlten Gase dann durch eine Aktivkohle-Adsorption des üblichen Typs geleitet und hier die niedrigsiedenden Kohlenwasserstoffe des Benzinbereichs und die  $C_3$ -/ $C_4$ -Fraktion herausgenommen; nach Beladung mit etwa 3-4 Gew.% Kohlenwasserstoffen konnten diese durch Ausdämpfen aus der A-Kohle gewonnen werden. In einer Anzahl von Anlagen fiel die A-Kohle-Adsorption nach der Stufe I weg. Die Restgase I, auf jeden Fall frei von Wasser und höhersiedenden, evtl. auch von niedrigsiedenden Kohlenwasserstoffen, gingen nach Wiederaufheizen in die Stufe II. Ihr nachgeschaltet waren Wasserkühlung und Aktivkohle-Adsorption.

In den Mitteldruckanlagen waren zwischen die einzelnen Stufen säurefeste Röhrenkühler zur Abscheidung von verflüssigbaren Kohlenwasserstoffen und Reaktionswasser und hinter die Kühler vor dem Eintritt in die nächste Stufe Gasvorerhitzer geschaltet. Auf die letzte Stufe folgten meist eine direkte Kühlung, die Entspannung auf Atmosphärendruck und die Aktivkohle-Adsorption; gegebenenfalls war aber zur Entfernung der niedrigsiedenden Bestandteile nach dem Kühlturm eine Ölwäsche geschaltet und dann erst die Entspannung.

In Abb. 2-19 ist am Beispiel der Anlagen der Ruhrchemie AG schematisch der kombinierte Betrieb von Normal- und Mitteldrucksynthese dargestellt.

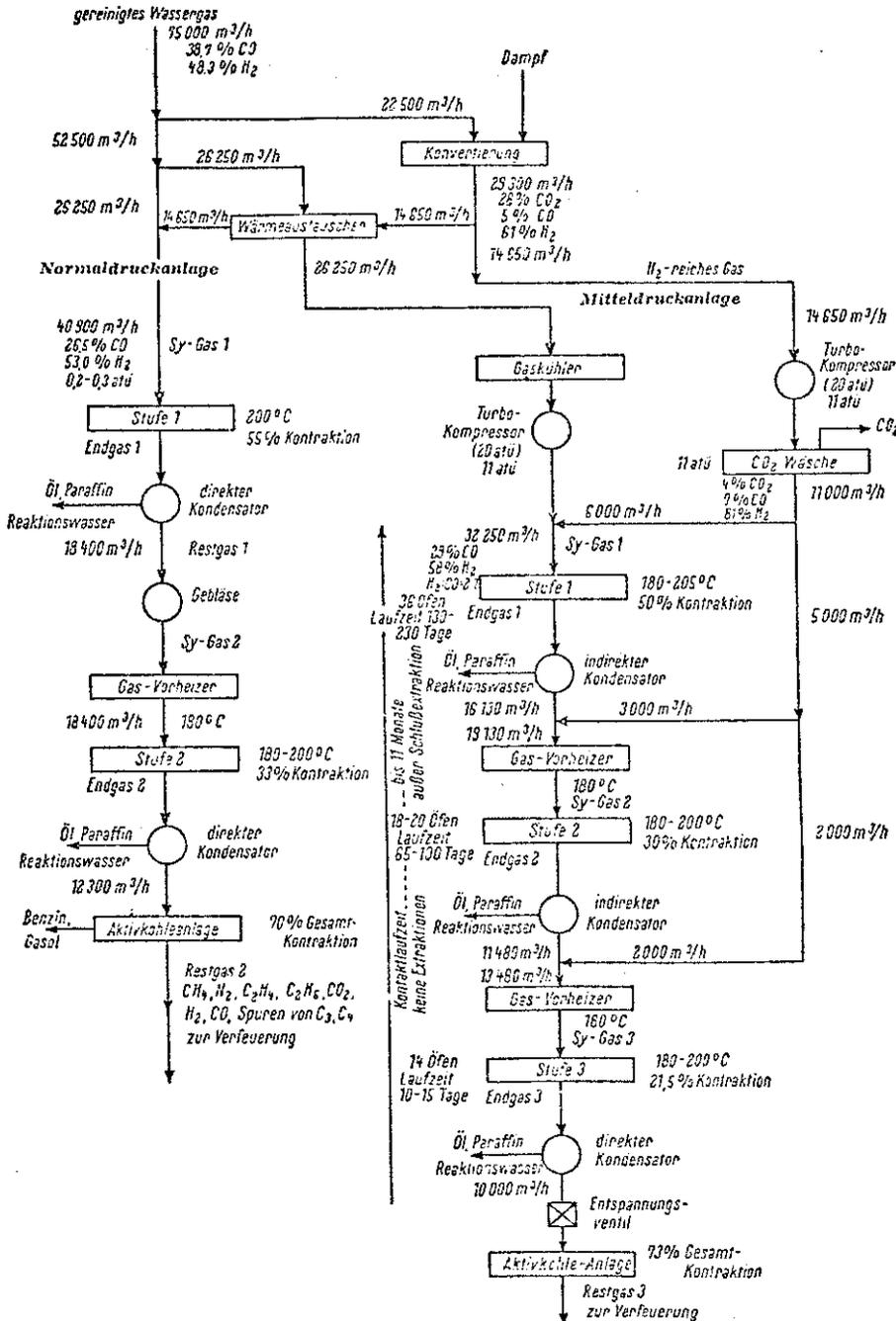


Abb. 2-19: Kombinierte Schaltung von Normaldruck- und Mitteldruck-Synthese bei der Ruhrchemie AG<sup>20)</sup>

### 2.2.3.7 Ausbeuten und Zusammensetzung der Produkte

Die flüssig abgetrennten und aus der A-Kohle gewonnenen, bei gewöhnlicher Temperatur flüssigen Produkte wurden stabilisiert und durch Destillation in Fraktionen zerlegt. Waschen mit Alkali entfernte die sauren Bestandteile.

An C<sub>3</sub>+Kohlenwasserstoffen fielen bei der Normaldrucksynthese zwischen 130 und 165 g pro Nm<sup>3</sup> inertgasfreies Synthesegas an; der theoretische Wert liegt bei 208 g/Nm<sup>3</sup>. Die Kohlenwasserstoffherzeugung betrug 450-650 jato/Ofen bzw. 180-480 jato/t Kobalt. Die entsprechenden Zahlen für die Mitteldrucksynthese lauten 145-170 g/Nm<sup>3</sup> Synthesegas, 550-680 jato/Ofen bzw. 320-670 jato/t Kobalt. Die durchschnittliche Zusammensetzung der Primärprodukte der beiden Synthesarten zeigt Tabelle 2-23.

Tabelle 2-23: Vergleich der Produktzusammensetzung bei der Normaldruck- und Mitteldrucksynthese am Co-Kontakt<sup>20)</sup>

Verfahrenstyp Fraktion	Normaldruck		Mitteldruck	
	Anteil am Ges.-Prod. %	Olefin- Gehalt %	Anteil am Ges.-Prod. %	Olefin- Gehalt %
Gasol, C <sub>3</sub> + C <sub>4</sub>	14	43	10	40
Benzin -180°C	47	37	26	24
Dieselöl 180-230°C	17	18	24	10
Kogasin 230-320°C	11	8	13	--
Paraffin- gatsch 320-460°C	8	--	16	--
Hartparaf- fin 460°C	3	--	10	--
O <sub>2</sub> -haltige Produkte	Spuren		1	--

Die Kohlenwasserstoffe waren hauptsächlich geradkettig; allerdings fand sich in der C<sub>4</sub>-Fraktion der Mitteldrucksynthese auch ein beachtlicher Anteil an iso-Buten (13% der Butenfraktion). Nur wenig Äthan und Äthylen wurden gebildet. Der Anteil

Tabelle 2-24a: Gegenüberstellung der wichtigsten Betriebs- und analytischen Daten der verschiedenen Normaldruck-Synthesewerke (Jahresmittelwerte) (20)

Anlagen Werte	Brabag- Schwarz- heide	Essener Steinkohle	Rhein- preußen	Ruhrchemie AG		Krupp- Treibstoff- werk	Gew. Viktor Castrop- Rauxel	Wintershall Lützkendorf
				1942	1942 (2)			
Jahr (1)	1942	1942	1942	1942	1942 (2)	1942	1942	1943
Ofenzahl								
Gesamtanlage	233,6	100,7	85,8	33,1	-	52,0	63,2	
Stufe 1	155,0	62,1	52,4	23,4	64,9	30,1	30,9	
Stufe 2	68,6	41,6	33,4	9,7	-	21,9	32,3	
Synthesegasbelastung								
Gesamtanlage m <sup>3</sup> /h. Ofen	655	675	742	582	-	674	443	
Stufe 1, m <sup>3</sup> /h. Ofen	953	1128	1213	823	846	1135	-	
Stufe 2, m <sup>3</sup> /h. Ofen	567	880	862	909	-	920	-	
CO + H <sub>2</sub> -Konzentration								
Vol.-%	80-81	86-87	83-84	79-80	81-82	84-85	78-80	
H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis	2,030	2,000	1,987	1,979	1,976	1,990	1,971	
Mittlere Ofentemperatur								
Gesamtanlage °C	189,2	191,7	191,1	192,6	-	192,6	184,8	
Stufe 1, °C	188,8	192,9	194,2	194,5	190,5	193,1	-	
Stufe 2, °C	189,4	190,2	191,3	188,6	-	190,4	-	
Zahl der Regenerationen (3)								
Hydrierungen	6-7	8	2		-			
Extraktionen	7-8	6	3-4		4-5			
Katalysatorlaufzeit Stunden (Monate)	2590(3,3)	4916(6,7)	2932(4,0)	2772(3,8)	2754(3,8)	3784(5,2)	1298(1,8)	

Gaskontraktion Vol.-%	69,7	72,6	70,6	65,9	59,3	74,8	61,9
CO-Gesamtumsatz Vol.-%	93,2	91,8	89,6	89,5	75,7 <sup>(4)</sup>	90,1	81,6
Spez. Ausbeuten Gesamt-Anlage g C <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> (CO+H <sub>2</sub> ) g C <sub>4</sub> /m <sup>3</sup> (CO+H <sub>2</sub> )	156,2 135,1	162,0 142,0	152,6 131,6	140,6 122,3	117,3 <sup>(5)</sup> 100,0	144,9 126,1	133,5 114,5
Katalysatorleistung, Raumzeitausbeute kgC <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> Kat./h	8,25	9,45	9,62	6,50	8,10	8,25	4,68
Gesamterzeugung tC <sub>3</sub> /Laufzeit	215	470	276	160	223	315	61
Aufteilung der Produkte Gew.-%							
C <sub>3</sub> +C <sub>4</sub> -Kohlenwasserst. Stabilbenzin bis 180°C	14 50	14,7 35,5 <sup>(6)</sup> (160°C)	10,0 52,2	14 47 (160°C)	11-13 42-45	15 32,5 (145°C)	
Dieseloil 180-230°C	13	15,5	26,5	17	18	19	
Kogasin II 230-320°C	15,5	18,5	7,6	11	16	20,5	
P'gatsch 320-460°C	6	11,0	3,7	8	5	9,5	
Hartparaffin > 460°C	1,5	1,7		3	3 <sup>(7)</sup>	3,5	
Synthese- und Restgasanalysen							
CO <sub>2</sub> Vol.-%	SY 15,2	SY 4,9		SY 14,4		SY 5,9	R 26,6
C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> Vol.-%	R 54,2	R 21,8		R 42,3		R 0,0	O,2
CO Vol.-%	O,0	O,2		O,0		O,0	O,2
H <sub>2</sub> Vol.-%	26,5	28,1		26,7		28,7	11,1
CH <sub>4</sub> Vol.-%	53,6	56,1		53,2		57,3	18,8
N <sub>2</sub> Vol.-%	2,0	4,9		O,4		1,7	18,4
	2,7	5,8		5,3		6,5	24,8

(1) Das Jahr 1942 wurde gewählt, weil es bei den meisten Werken die letzte noch ungestörte Produktion erbrachte.

(2) Nur Stufe 1 allein.

(3) Anzahl pro Katalysatorlaufzeit. (4) 1. Stufe. (5) 1. Stufe.

(6) Siedepunkt 145°C.

(7) Tafelparaffin 400-460°C = 1%, Hartwachs 460°C = 2%.

(8) Normaldruck- und Mitteldruckstufe gemeinsam.

Tabelle 2-24b: Gegenüberstellung der wichtigsten Betriebs- und analytischen Daten der verschiedenen Mitteldruck-Synthesewerke<sup>20)</sup>

Anlagenwerte	Ruhrchemie AG.	Hoesch-Benzin GmbH	Schaffgotsch- Benzin GmbH	Krupp-Treibstoff werk (1)
Monat/Jahr	März 1944	März 1944	März 1944	Mai 1944
Ofenzahl	62,4	64	61,8	14,0
Gesamtanlage	35,0	40	37,2	-
Stufe 1	18,4	16	18,6	14,0
Stufe 2	9,0	8	6,0	-
Stufe 3				
Synthesegasbelastung				
Gesamtanlage	735	696	553	1580
Stufe 1	1118	928	921	-
Stufe 2	1227	1238	924	1580
Stufe 3	1512	2037	1683	-
CO+H <sub>2</sub> -Konzentration				
Vol.-%	86,6	86,0	82,8	1,98
H <sub>2</sub> :CO-Verhältnis im Sy-Gas	1,840	1,84	1,90	
Mittlere Ofentemperatur				
Gesamtanlage	196,5	197,8	187,2	196,2
Stufe 1	196,6	198,1	189,1	-
Stufe 2	196,2	195,4	185,7	196,2
Stufe 3	197,0	198,7	181,0	-
Katalysatorlaufzeit, Std.	4180	4850	4900	6718
Gaskontraktion	75,4	78,5	71,6	29,7
Vol.-%				

CO-Gesamtumsatz	Vol.-%	92,7	94,9	92,5	66,6
Spez. Ausbeuten-Gesamtanlage $9C_3^I / m^3 CO+H_2$ $9C_6^I / m^3 CO+H_2$		150,2 139,5	161,0 143,5	157,9 144,1	128,9 94,8
Katalysatorleistung Raumzeitausbeute kg $C_3^I / m^3$ Katalysatorvolumen / h Gesamterzeugung t $C_3^I$ / Laufzeit		9,6 368	9,7 410	7,2 325	- 483
Aufteilung d. Produkte/Olefine Gew.-% -180°C 180-230°C 230-320°C 320-460°C > 460°C		10 26 24 13 17 10	- - - - - -	9,5 27,5 18,4 18,1 11,8 14,7 0,5	
Synthese- und Restgasanalysen CO <sub>2</sub> C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> CO H <sub>2</sub> CH <sub>4</sub> N <sub>2</sub>	Vol.-% Vol.-% Vol.-% Vol.-% Vol.-% Vol.-%	Stufe 1 7,0 0,0 34,5 52,7 0,4 5,3	Ruhrchemie AG. Stufe 2 14,8 C,8 28,4 42,0 4,4 9,6	März 1944 Stufe 3 25,1 1,1 20,1 28,5 9,7 15,5	Restgas ( % 36,6 0,5 15,2 11,9 13,6 22,2

(1) Nur 2. Stufe.

(2) Diese Gasanalysen korrespondieren nicht mit den obengenannten Zahlen.

an  $C_1 + C_2$  lag bei der Normaldrucksynthese im Mittel bei 14%, bei der Mitteldrucksynthese im Durchschnitt bei 10% bezogen auf die gesamte Kohlenwasserstoffherzeugung.

In den Tabellen 2-24a und 2-24b sind Betriebs- und Analyse-daten der in Deutschland errichteten Synthese-Anlagen zusammengefaßt. Tabelle 2-25 enthält ihre Produktion.

#### 2.2.4 Eigenschaften und Verwertung der Primärprodukte

Die  $C_3 + C_4$ -K o h l e n w a s s e r s t o f f e wurden, im allgemeinen nach dem Abtreiben der Inerten, durch Kompression verflüssigt und als Treibgas abgegeben. Eine destillative Aufarbeitung in  $C_3$ - und  $C_4$ -Komponenten erfolgte, falls eine Umwandlung in  $C_3$ - und  $C_4$ -Alkohole vorgenommen oder das iso- $C_4$  zur Alkylierung eingesetzt wurde. Für die Herstellung von Polymerisat aus den ungesättigten Anteilen war eine Auftrennung nicht erforderlich.

Das stabilisierte B e n z i n wurde zunächst meist ohne weitere Behandlung als Grundstock für Fahrbenzin verwendet. Als ungefähre Kennwerte konnten gelten: Spez.Gew.  $0,68 \text{ g/cm}^3$ , Dampfdruck  $0,6 \text{ at}$ ,  $40^\circ\text{C}$  bis  $75^\circ\text{C}$  übergehend, Siedeendpunkt  $165^\circ\text{C}$ , Motoroktanzahl ca. 53. Das Produkt wurde meist mit mindestens 20% Benzol und  $0,02\text{-}0,04\%$  Bleitetraäthyl versetzt und besaß dann eine Oktanzahl um 75.

Die Fraktion  $165\text{-}230^\circ\text{C}$  diente vorzugsweise als hochwertiger D i e s e l k r a f t s t o f f . Die Eigenschaften einer solchen Fraktion waren z.B.: Spez.Gew.  $0,748 \text{ g/cm}^3$ , Erstarrungspunkt  $-40^\circ\text{C}$ , Flammpunkt  $45^\circ\text{C}$ , Cetanzahl 78, Siedebereich  $165\text{-}238^\circ\text{C}$ .

Bei der Rheinpreußen AG wurde die gesamte Fraktion  $165\text{-}320^\circ\text{C}$ , also einschließlich der Schwerölfraction, die eine noch höhere Cetanzahl (bis 120) aufwies, zur Aufbesserung der Zündwilligkeit weniger hochwertiger Dieselöle, wie z.B. von

Tabelle 2-25: Jährliche Erzeugung von Primärprodukten einschließlich  
C<sub>3</sub> + C<sub>4</sub> für die einzelnen Anlagen in Tonnen<sup>32)</sup>

Jahr	Ruhr- chemie	Rhein- preu- Ben	Gewerk- schaft Viktor	Krupp- treib- stoff- werk	Essener Stein- kohle	Hoesch- Benzin	Brabag	Winters- hall	Schaff- gotsch	Insge- samt
1938	27 443	28 542	27 140	*	*	*	103 503	*	*	186 628
1939	49 371	54 684	31 192	31 795	35 715	15 635	116 990	*	*	335 382
1940	58 728	70 163	35 903	40 094	61 510	37 297	151 380	*	*	455 075
1941	57 145	73 271	37 740	48 355	74 465	46 719	149 120	*	18 609	505 424
1942	62 684	71 560	37 701	49 950	83 465	48 150	162 270	*	26 377	542 117
1943	46 273	70 250	39 834	54 020	83 651	39 781	179 665	22 045	33 658	569 179
1944	62 200	69 700	40 380	39 802	86 580	51 000	158 500	29 320	39 200	576 682

Asphalt- und phenolischen Anteilen befreiter Steinkohlenteeröle, benutzt. Ein solches Produkt hatte etwa folgende Eigenschaften: Spez.Gew. 0,85-0,88 g/cm<sup>3</sup>, Verfestigung bei -35 bis -26°C, Flammpunkt 63°C, Cetanzahl ca. 50, Siedebereich 165-320°C.

Während ursprünglich die gesamte Fraktion 165-320°C als Dieselöl Verwendung fand, diente später das S c h w e r ö l , Fraktion 230-320°C (Kogasin II), vor allem zur Herstellung von Waschmitteln nach der Art der Mersolate über die Sulfochlorierung und Verseifung der Sulfochloride. Auch die Chlorierung dieser Fraktion und Kondensation der chlorierten Produkte mit aromatischen Kohlenwasserstoffen, wie z.B. Naphtalin, mit Hilfe von Aluminiumchlorid als Katalysator zu Schmierölen wurde betrieben.

Die oberhalb 320°C siedenden Produkte wurden zu P a r a f - f i n e n aufgearbeitet. Durch Vakuumdestillation wurden sie in Destillate und Rückstände mit Siedepunkten 460°C aufgetrennt. Die Destillate (Paraffingatsch) enthielten Anteile an verzweigten Kohlenwasserstoffen. Die niedrigen Erstarrungspunkte dieser iso-Paraffine verursachten eine gewisse Schmierigkeit und Weichheit dieser Fraktion. Die iso-Komponenten ließen sich durch einen Schwitz-Prozeß entfernen, der eine Zerlegung in iso-paraffinhaltiges Weichparaffin mit einem Erstarrungspunkt von 35-40°C und festes, nach dem Schwitzen durch Bleicherde und A-Kohle raffiniertes Tafelparaffin mit einem Erstarrungspunkt von 50-52°C bewirkte. Ähnliches leisteten die Extraktion mit Lösungsmitteln und die fraktionierte Kristallisation aus Lösungsmitteln.

Die Tafelparaffine dienten zur Herstellung von Kerzen, Fußboden- und Lederpflegemitteln, zum Imprägnieren von Papier usw., im weiteren Verlauf des zweiten Weltkrieges wurden aus dem Gatsch synthetische Fettsäuren durch Oxidation gewonnen.