

3446-30/501-18

001019

Aktennotiz

Nowling.

über die ~~Dr. Herbert~~)
Dr. Herbert) Lurgi
Arnold)
Hr. Nowling) Mühlstein

Verfasser:

Durchdruck an:

Hr. Dr. Alberte
Hr. abst
Hr. Meier
Akten Synthese.

In am 19

Anwesend: S.O.

FZ-110 No./Htg. Dapp 1941.

A.K.-Anlage für Wassergassynthese.

Betrifft:

Nach den Besprechungen mit Herrn Dr. Reichtold und Herrn Volinca und Herrn Arnold war eine A.K.-Anlage vorgesehen, die in ihrer Kapazität und Schaltung ein Durchschlagen von C₅ und höheren absolut vermied und evtl. eine Gasolgewinnung (90% Puta) erlaubte. Es war eine Reihenschaltung in der Folge, Beladen, Trocknen, Kühlen vorgesehen. Hinzu kam ein Adsorber als Reserve, der normal dem Adsorber im Beladen parallel geschaltet werden sollte. Die für die Trocknung aufgewandte Wärmeenergie sollte mit Hilfe von einem direkten Kühler, einem Sättiger und dem entsprechenden Wasserumlauf auf das Lindgas übertragen werden, um dann in der Entspannungsturbine Energieleistung ausgenutzt zu werden.

Bei der neuen Besprechung mit oben genannten Herren wurden nochmal alle vorher überlegten Schaltungen und Auslegungen der neuen A.K.-Anlage durchgesprochen. Herr Dr. Herbert schlug dann für die gestellten Bedingungen folgende Schaltung und Anordnung *als* die verfahrensmässig beste und betriebssicherste vor:

Die Adsorber für Beladen und Kühlen in Reihenschaltung, der zu trocknende Adsorber in einem gesonderten Kreislauf für sich, dann 1 Adsorber in Spülen und 1 Reserve-Adsorber, der zweckmässig dem zu trocknenden parallel geschaltet wird.

Du ob diese Schaltung ist ein unvollständiges von C_2 - und höherem ausgeschlossen; vor allem ist es die Verhinderung der Beschleunigung von Spülen auf Trocknen beschränkt. Bei der Trocknung des Adsorbers hat man durch den eigenen Kreislauf verhindern, dass in der Trocknungslaufzeit und Temperatur lassen die Trockenheit sehr weitgehend verhindern, somit der Schaltung ist für die Bedienung abgesehen und somit eine gewünschte Gasleistung erreicht werden kann.

Bei der Anordnung von 2 Adsorbern in Trocknen ist die Schaltung so zu treffen, dass der erste Adsorber mit vorgeschalteten Schützer behandelt, er werde aber schon vorgewärmt wird. Will man wieder die in die Trocknung eingebrachte Wärmemenge an das Erdgas zur Interpenetration austauschen, so besteht durch diese Schaltung bedingt der Vorteil, dass die freiwerdende Wärmemenge bedeutend gleichmäßiger verteilt, denn bei der Schaltung des Adsorbers von Spülen ins Trocknen wird die Trocknungsmenge zunächst vornehmlich durch den bereits vorgetrockneten Adsorber gehen, da der neuankommende erstens eine höhere Temperatur und einen relativ hohen Feuchtigkeitsgehalt hat.

Auf obige Verlegung aufgesetzt, wird die Lurgi der Ruhr-Benzin AG. ein neues Angebot einreichen.

Handwritten signature

001021

Aktennotiz 596

Über die Besprechung mit

Verfasser: SchuffDurchdruck an: Anwesende

in Holten am 7. Jan. 1941

Anwesend:

Martin
 Alberts
 Hagemann
 v. Kneboth
 Feißt
 Hegor
 Nowling
 Roelen
 Tramm
 Schuff

Zeichen:Datum:

Schu/Mi.

14.1.41

Betrifft: Neues Projekt Ruhrbenzin.

Eingangs teilt Martin mit, daß als Folge erhöhter Auflagen, die dem Bergbau gemacht werden, mit einer Verteuerung von Kohle bzw. Koks bis etwa 4.- RM/t zu rechnen ist, womit für uns auch die Energiepreise höher werden. Unter diesen Umständen muß RB, auch im Hinblick auf die örtliche Lage, unter allen Umständen ein Veredelungswerk werden. Bei der Herstellung normaler Syntheseprodukte kann RB nicht bestehen im Gegensatz zu den Werken, die im Anschluß an eine Kokerei oder auf Braunkohle gebaut haben und damit Vorteile genießen, die für uns von vornherein in Wegfall kommen.

Zunächst unabhängig von den neuen Vorhaben ist die ~~Er-~~stellung von 3 Generatoren vordringlich als Vorbedingung zur Ausnutzung der vorhandenen Anlagekapazität. Demag kann den 1. Generator in 13 Monaten, den 3. Generator in 15 Monaten liefern. Zu den mit 6 - 8 Monaten angegebenen Lieferzeiten der französischen Gesellschaft bemerkt Alberts, daß sich dies ohne Montage, Verbindungsleitung und Isolierung versteht und daß er zudem allein für die Verhandlungen bis zur Klarstellung 3 Monate rechnet.

Es werden infolgedessen die Dampf-Generatoren bestellt und zwar so, daß sie auch für Hüttenkoks geeignet sind.

Als nächste Etappe müssen die Einrichtungen für den Kreislauf in der Mitteldruck-Synthese fertig werden, um die Oxo-Synthese in Gang setzen zu können. Zum Kreislauf selbst bemerkt Albarte, daß bei der vorgesehenen Fahrweise in der Mitteldruck-Synthese entscheidend der Energieverbrauch für die Kompression des gesamten Wassergases ins Gewicht fällt, der unter Berücksichtigung einer Dampfändererzeugung etwa 60% mehr betragen wird als heute. Bei uns ist dieser Mehraufwand nur herauszuholen durch die Erlössteigerung der erhaltenen Veredelungsprodukte. Eine sicher zu erwartende bessere Verflüssigung bei Wassergasbetrieb sollte zunächst nur als Sicherheitsfaktor betrachtet werden. Der von Hoesch vorgesehene Kreislaufbetrieb mit Synthesogas trägt sich wohl eben, wobei aber wesentlich ist, daß durch Anwendung der Heißraffination das Benzin bis 200° siedend direkt abgesetzt werden kann.

Heger gibt eine kurze Übersicht über 116 Tage Laufzeit des Ofens 10 mit Druck-Wassergas-Kreislauf. Bei normaler Belastung d.h. 1000 Nm³/h auf das Volumen des Großofens gerechnet, durchlief der Ofen eine Temperaturspanne von 193 - 209°. Das Durchschnittsergebnis lautet:

Kontraktion	53,4 %	Benzin - 200°	50,3 Gew%
CO-Umsatz	47,6 %	Öl 200/320°	25,9 "
H ₂ -Umsatz	74,6 %	Paraffin > 320°	23,8 "
CO+H ₂ -Umsatz	62,7 %	Benzin-Olefingehalt	60,5 "
pr.Verflgr.	79,1 %	Öl-Olefingehalt	42,0 "
Ausbeute WG./IG. 91,0/104,5%			

Um die Jahreswende wurde Ofen 10 mit einer nur etwa 20% höheren Belastung weiter gefahren entsprechend dem Durchsatz von 75 000 Nm³/h Wassergas durch 63 Öfen der Mitteldruck-Anlage. Hiervon lagen Mittelwerte über 5 Tage vor. Die Temperatur betrug 220°. Die zugehörigen Daten lauten:

Kontraktion	57,8 %	Benzin - 200°	60,0 Gew%
CO-Umsatz	53,5 %	Öl 200 - 320°	25,0 "
H ₂ -Umsatz	82,5 %	Paraffin > 320°	15,0 "
CO+H ₂ -Umsatz	69,3 %	Benzin-Olefingehalt	58,0 "
pr.Verflgr.	70,0 %	Öl-Olefingehalt	42,0 "
Ausbeute WG./IG. 92,0/106,0%			

Entsprechend der hohen Temperatur stieg zwar der Umsatz, aber gleichzeitig auch die Vergasung ($\text{CO}_2 + \text{CH}_4$) und damit das Benzin auf Kosten des Paraffinanteils. Die Ausbeute ist praktisch dieselbe geblieben. Mit Rücksicht auf den kurzen Versuchsausschnitt, das Alter der Kontakte und die vorherige Fahrweise wäre es verfehlt mit dieser Zahl schon zu rechnen. Tramm bemerkt, daß nach seinen Untersuchungen die Neutralisationszahlen der Primärprodukte relativ hoch liegen und mit der Alterung der Kontakte zunehmen. Nach Heger stehen denen die weit niedrigeren Zahlen des Labors Volde gegenüber. Martin bittet, zunächst die Widersprüche aufzuklären, wobei in erster Linie die Untersuchungsmethoden verglichen werden sollen.

Die Weiterverarbeitung der Produkte wird an Hand von Schema VIII besprochen. Bezüglich der hier eingesetzten Primärprodukte wird nochmals bemerkt, daß man bisher maximale Zahlen eingesetzt hat, im Hinblick auf die Auslegung der Apparaturen. Die wirklich erreichbaren Zahlen werden vielleicht 5 - 6 % geringer sein, also 75 000 jato flüssige Produkte betragen, davon in der Mitteldruck-Kreislauf-Synthese etwa 60 000 jato, in der Normaldruck-Synthese 15 000 jato. Ausserdem wird mit 9 - 10 % in der Kreislauf-Synthese und 16 % in der Normaldruck-Synthese an Gasöl gerechnet.

Es wurden mit der Vorbehandlung der Primärprodukte d.h. der Dehydratisierung der darin enthaltenen Alkohole zusammenhängenden Fragen erörtert. Gegen die an sich erstrebenswerte Durchführung in flüssiger Phase werden Bedenken vorgebracht. Es muß dabei unter Druck gearbeitet werden um C_5 flüssig zu halten. Es müssen korrosionsfeste Apparaturen, wahrscheinlich mit Silberauskleidung in Anwendung kommen. Tramm weist darauf hin, daß man bei einer Arbeitstemperatur von 150° dann Bedingungen hat, wie sie für die C_5 -Polymerisation günstig sind, bei denen schon 90% Umsatz erreicht werden. Ebenso kann Isomerisierung eintreten, sodaß bei den herzustellenden Schmierölen schlechtere Viskositätspolhöhen erzielt werden. Tramm berichtet weiter über die Vorbehandlung in der Dampfphase über Tonscherben bei 380° . Roelen befürchtet dabei nach Auskünften der I.G. Ludwigshafen ebenfalls eine Isomerisierung.

Nach Tramm's Ergebnissen ist dies nicht der Fall, ~~was man~~ einwandfrei aus den Polhöhen der aus so vorbehandelten Kohlenwasserstoffen hergestellten Schmierölen ergibt. Starke Verschiebungen der Doppelbindungen und damit schlechte Polhöhen bis zu 3 in den erhaltenen Schmierölen ergeben sich z.B. bei Verwendung von aktiviertem Aluminiumoxyd bei Temperaturen von 240° . Aussichtsreich ist auch die Vorbehandlung über Zinkchlorid, über die Tramm in der Besprechung vom 27.11. berichtete. Kontinuierliche Versuche darüber sind in den Laboratorien von Tramm und Roolen im Gange.

Festgelegt wurde, daß nicht das gesamte Produkt der Kreislaufsynthese vorbehandelt werden muß, sondern nach der destillativen Aufteilung nur die zur Schmieröl-Synthese bzw. C_5 -Polymerisation gehenden Anteile, da die Oxosynthese die Gasölfraction direkt verarbeiten kann.

Weiterhin wird festgelegt, daß die Oxosynthese unter Berücksichtigung einer Mitverarbeitung von Olefinen der Hoesch-Anlage auf einen um etwa 10 000 tato vermehrten Einsatz von Gasöl von ca. 35 000 tato ausgelegt wird. Über das Eisenkontingent von 2 500 t muß bis 5.2. 41 verfügt sein.

Zur Schmierölsynthese fragt Martin, ob die erforderliche Qualität erreicht wird. Tramm betont, daß dies lediglich eine Frage der Vorbehandlung ist. So lagen die Polhöhen von Ölen, die aus einer gut vorbehandelten Fraction C_5-C_{10} erhalten waren, bei 1,65 - 1,59. Es wird bemerkt, daß dies auch für den Großbetrieb zu erwarten ist, da bisher nur unbedeutende Differenzen zwischen Betriebs- und Laborergebnissen aufgetreten sind.

Zu dem unterschiedlichen Verhalten der bei der Kreislauf-Synthese mit Wassergas und bei geradem Durchgang mit Synthesegas erhaltenen Olefine bei der Polymerisation zu Schmierölen bemerkt Hagemann, daß als einzige Erklärung nur denkbar ist, daß zwar in beiden Fällen zunächst ein Gemisch von end- und mittelständigen Olefinen entsteht, die für eine gute Polhöhe erforderlichen endständigen Olefine aber bei Verwendung des H_2 -reichen Synthesegases bevorzugt weiter hydriert werden. Tramm berichtet über Versuche, bei denen die zur Schmierölsynthese geeigneten Olefine verdünnt wurden und dabei die gleichen Ausbeuten wie in unverdünntem Zustand ergaben. Es ist also nicht die geringere Olefinkonzentration der mit Sy-Gas erhaltenen Kohlenwasserstoffe, sondern die Eigenart der Olefine

selbst die Ursache für die schlechtere Schmierglasbeute.

Die katalytische Spaltanlage muß bei Herinnahme von Hoeschprodukten statt für 32 000 nun für 40 000 Jato ausgelegt werden. Die Alkohole in dem nicht vorbehandelten über die Oxo- und Paraffin-anlage kommenden Einsatzmaterial werden an dem dehydratisierend wirkenden Kontakt zersetzt. Tramm erhält den Auftrag, versuchsweise Alkohole über diesen Kontakt zu spalten.

Tramm berichtet kurz über die über 400 h. laufenden C₅-Polymerisationsversuche. Dabei wurden etwa 400 kg Polymerisat/kg Kontakt erzeugt. Die Arbeitstemperatur beträgt 150°. Ein C₅ aus der katalytischen Spaltung ergab hierbei:

unter 60°	15 %
60 - 165°	65 %
165- 200°	15 %
über 200°	5 %

Die Verarbeitung von C₃ ist in Schema VIII zunächst offen gelassen. Aus Qualitätsgründen kann C₃-Polymerisat nicht mit in das Fliegerbenzin genommen werden. Die Verarbeitung auf Isopropyl- bzw. Butylalkohol wurde früher erwogen. Auf der anderen Seite ist die OZ des Autobenzins mit 60 ungenügend. Es müssen mindestens 65 erreicht werden, um mit 0,4 Bleizusatz auf die für Fahrzwecke geforderten 74 OZ zu kommen. Rechnungsmässig wäre es hierfür erforderlich, das gesamte C₃ zu polymerisieren. Da aber nach Martin die C₃-Olefine bereits der IG angeboten wurden und einen hohen Wert darstellen, - in der Diskussion wurde er auf 40 - 45 Rpf/kg beziffert - so sollen wenigstens 3 000 t C₃-Olefine d.i. 50% des Anfalls für den Verkauf frei gemacht werden. Die andere Hälfte wäre zu polymerisieren und dem Autobenzin zuzusetzen.

Da auch die Menge Autobenzin noch unerwünscht hoch ist, schlägt Martin vor, das C₈ und C₉ der Primärprodukte über die katalytische Spaltung zu verwerten, falls es nicht möglich ist, Paraffinöl von Hoesch zusätzlich katalytisch zu spalten. Tramm soll nochmals Versuche hierzu machen. C₈ und C₉ könnten auch in der stillzulegenden Dubbs-Anlage durchgesetzt werden, so daß wieder etwas Äthylen gewonnen würde. Tramm erwähnt kurz die Vacuumspaltung, die mit sehr hohen Ausbeuten arbeitet. Dabei fallen an:

42 % Äthylen
36 % C ₃ - u. C ₄ -Olefine
10 % höchwertige Benzine
12 % Gas und Verluste.

Das Verfahren ist aber zunächst nicht betriebsreif. Schliesslich soll für später einen Vorschlag von Hagemann entsprechend geprüft werden, ob es evtl. vorteilhaft ist, C_8 und C_9 über die Chlorierung und Salzsäureabspaltung zu Olefinen umzuwandeln, die in die Schmieröl-Synthese eingesetzt werden können. In diesem Zusammenhang wird allgemein die Frage der Dehydrierung der Primärprodukte kurz erörtert. Hierdurch würde eine weitgehende Bewegungsfreiheit für die Weiterverarbeitung erreicht.

Die zur Hydrierung des Fliegerbenzins laufenden Versuche zeigen in der Gasphase noch keine voll befriedigenden Ergebnisse. In der Flüssigphase dagegen geht die Hydrierung glatt vor sich.

Kurz wird über die Verarbeitung der über 320° siedenden Fraktion gesprochen. Die für die Raffination des Hartwachses erforderlichen Mengen an Tensil und die dabei entstehenden Verluste sind auf die Dauer nicht tragbar, Weiterhin hat sich ergeben, daß die aus der Wassergas-Kreislauf-Synthese über Co-Kontakten, insbesondere aber über Fe-Kontakten erhaltenen Produkte auf dem bisherigen Wege überhaupt nicht mehr raffiniert werden können. Vor einiger Zeit wurde daher vorgeschlagen, die Raffination des Hartwachses durch die Hydrierung zu ersetzen. Vorversuche hierzu im Labor Velde haben günstige Resultate ergeben. In das weitere Programm wurden auch die vorher genannten Paraffine einbezogen. Im Labor Tramm sind ebenfalls Versuche zur Raffination des Hartwachses durch Hydrierung angesetzt worden. Eine weitere Frage ist die, ob die höher molekularen Alkohole im Paraffin bei der Verarbeitung auf Tafelparaffin stören z.B. die Kristallisationsfähigkeit beeinflussen. Es soll daher untersucht werden, ob z.B. eine hydrierende Vorbehandlung des Ausgangsmaterials erforderlich ist und zum Ziele führt. Entsprechende Versuche sind im Labor Roelen im Gange.

W. van Hoff

Kolten, den 11. Dezember 1940
Sehr/Hl.

001027

~~001027~~

Energiebedarf Fuhrbenzin - Ausbau.

Zusammenfassung:

(Über die in einzelnen durchgeführten Berechnungen der Anlage)

A) Strombedarf:

	<u>Mehrbedarf</u> <u>absolut</u>	<u>Ersparnis</u> <u>d. Stillsetzen</u>	<u>Mehrbedarf</u> <u>effektiv</u>
1.) Wassergasanlage	300	-	300 KW
2.) Kompressoren	6000	-	6000 KW
3.) Synthese (Kreislauf)	2500	-	2500 KW
4.) Kondensation	200	50	150 KW
5.) AK-Anlage	100	100	- KW
6.) Neue Destillation	10	-	10 KW
7.) Neue Fraktionierung	10	-	10 KW
8.) Neue Stabilisation	10	-	10 KW
9.) Neues Kühlwerk	720	200	520 KW
10.) Sonstige	200	-	200 KW
	<u>10 050</u>	<u>350</u>	<u>9 700 KW</u>

B) Dampfbedarf:

1.) Synthese	11,5	-	11,5 t/h
2.) AK-Anlage	8,0	3,0	5,0 t/h
3.) Neue Destillation	5,0	-	5,0 t/h
4.) Neue Fraktionierung	2,0	-	2,0 t/h
5.) Neue Stabilisation	4,0	-	4,0 t/h
6.) Sonstige u. Verluste	5,5	-	5,5 t/h
	<u>36,0</u>	<u>3,0</u>	<u>33,0 t/h</u>

C) <u>Kühlwasser:</u>	<u>Mehrbedarf absolut</u>	<u>Ersparnis d. Stillsetzen</u>	<u>Mehrbedarf effektiv</u>
1.) Kompressoren	400	250	150 m ³ /h
2.) Kondensation	1 100	300	800 m ³ /h
3.) Neue Destillation	70	-	70 m ³ /h
4.) Neue Fraktionierung	30	-	30 m ³ /h
5.) Neue Stabilisation	100	-	100 m ³ /h
6.) Ölanlage	100	-	100 m ³ /h
7.) Sonstige	100	-	100 m ³ /h
	1 900	550	1 350 m³/h
D) <u>Speisewasser:</u>			
1.) Wassergasanlage	30	-	30 m ³ /h
2.) Synthese	-	21	- 21 m ³ /h
	30	21	9 m³/h
E) <u>Frischwasser:</u>			
1.) Ölfabrik	50	-	50 m ³ /h
2.) Neues Kühlwerk (10% Verdunstung)	150	-	150 m ³ /h
	200	-	200 m³/h

Anlage zum Energiebedarf- Fahrplans-Ausbau.

(Zugrunde gelegt Schema VII)

1.) Wassergasanlage:

Es werden 3 neue Generator-n aufgestellt. Die max. Gasleistung erreicht dann 75 000 m³/h.

a) Stromverbrauch:

Neun Generatoren mit (heute)	900 KW
Drei Generatoren mehr =	<u>300 KW Mehrbedarf</u>
	1 200 KW insgesamt

b) Kühlwasser-Kreislauf:

Heute 9 Generatoren	1 000 m ³ /h
3 Generatoren mehr =	<u>350 m³/h Mehrbedarf</u>
	1 350 m ³ /h insgesamt

Die Leistung der vorhandenen Kühlwerke beträgt 1 400 m³/h, ist also ausreichend.

c) Speisewasser:

Heute 9 Generatoren	90 m ³ /h
3 Generatoren mehr	<u>30 m³/h Mehrbedarf</u>
	120 m ³ /h insgesamt

und zwar 90 m³/h Hochdruck und 30 m³/h Niederdruck.

Pumpenleistung heute

1 Turbopumpe 61 m³/h HD + 34 m³/h ND

1 Elektropumpe 61 m³/h HD + 34 m³/h ND

122 m³/h HD + 64 m³/h ND

1 Turbopumpe 192 m³/h HD + 50 m³/h ND

Es ist vorgesehen, daß für den La Mont-Kessel (35 m³/h) eine getrennte Speisewasserversorgung erstellt wird, so daß dann die kleinen Pumpen als Reserve ausreichen.

001030

2.) Konvertierung

Es wird ein weiterer Konvertierungssofen aufgestellt. Bei 1 Ofen als Reserve und 4 Öfen in Betrieb können lt. Garantie $4 \times 2000 = 8000 \text{ Nm}^3 \text{ Co}$ umgesetzt werden.

Das Endgas der D₂-Kreislaufsynthese mit

15 % CO_2

42 % CO

26 % H_2

in einer Menge von $37500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (50 % Kontraktion) soll auf das Verhältnis 2 : 1 gebracht werden.

Dabei sind dann 18500 Nm^3 Gas zu konvertieren = rd. 50% des Endgases D₂.

Das Konvertgas hat dann etwa folgende Zusammensetzung:

37 % CO_2

5 % CO

45 % H_2

und ergibt eine Volumenvermehrung von rd. 1,35 =

$25000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ Konvertgas.

Das entstehende Synthesegas NS hat dann mit $44000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ folgende Zusammensetzung:

28 % CO_2

18,5 % CO

37 % H_2

Es wird demnach $25000 - 18500 = 6500 \text{ Nm}^3/\text{h}$ CO zu konvertieren. 4 Öfen sind also gut ausreichend.

Die Konvertierung wird dann ohne Injektoren gefahren, da bei Entspannung des Endgases der D-Synthese genügend Vor-
druck eingestellt werden kann.

Der spez. Dampfverbrauch sollte dann etwa 1,3 - 1,5 kg/ Nm^3 umgesetztes CO erreicht werden können.

Es werden dann gebraucht $6500 \cdot 1,5 = 11 \text{ t/h}$ Dampf,

heute beträgt der Dampfverbrauch für rd. $4000 \text{ Nm}^3 \text{ CO}$ und rd. $2,0 \text{ kg Dampf/Nm}^3 \text{ CO} = \text{rd. } 16 \text{ t/h Dampf}$.

Ein zusätzlicher Dampfverbrauch ist also nicht zu berücksichtigen.

3.) Prinzipial

Es kommt eine zusätzliche Feinreinigungsanlage als Nachreinigung für eine Leistung von 75 000 Nm³/h Wassergas zur Erstellung. Da die Anlage ohne Erhitser betrieben wird, ist ein Energieaufwand nicht erforderlich.

4.) Kompressoren

Zusätzlich wird 1 Kompressor für 35 000 Nm³/h Wassergas erstellt mit einem Stromverbrauch von 6000 KW, dafür ist dann gegenüber dem heutigen Betrieb 1 kleiner Kompressor mehr in Reserve.

heute: 3 x 20 000 =	60 000 Nm ³ /h
später: 2 x 20 000 =	40 000 Nm ³ /h
und : 1 x 35 000 =	<u>35 000 Nm³/h</u>
	75 000 Nm ³ /h

a) Stromverbrauch

Da einer der kleinen Kompressoren ND-seitig mit Dampf betrieben wird, liegt der Strombedarf bei

	ohne	mit	
	<u>Dampfkompressor</u>		
1 großer Kompressor	6 000	6 000	KW
2 kleine Kompressoren	6 000	4 000	KW
	12 000	10 000	KW
der heutige Bedarf liegt bei	6 000	4 000	KW
der Mehrbedarf beträgt somit	6 000	6 000	KW

b) Kühlwasser

Heutiger Verbrauch rd. 250 m³/h je Maschine.
 Verbrauch der neuen Maschine rd. 400 m³/h.

Es werden also gebraucht:

2 x 250 =	500 m ³ /h
+ 1 x 400 =	<u>400 m³/h</u>
	900 m ³ /h

heute ist der Bedarf

3 x 250 =	<u>750 m³/h</u>
Mehrbedarf somit	150 m ³ /h Kühlwasser.

001032

5.) Synthese:

1.) Druckersynthese:

a) Künftiger Zustand:

Die Synthese wird wie folgt betrieben:

75 000 Nm³/h Wassergas auf 64 Öfen einstufig mit
Kreislauf 1 : 3, d.h. Kreislaufmenge 225 000 Nm³/h,
die Jahresleistung an flüssigen ^{Primär}Produkten soll ja-
bei 62 400 t betragen, entsprechend 7,3 t/h oder
97 g/Nm³ Wassergas = 111 g/Nm³ Idealgas.

100 g/h

Die Daten je Ofen sind dann:

1 170 Nm³ Wassergas/h
+ 3 570 Nm³ Kreislaufgas/h Kontraktion 50 %
4 690 Nm³ Gesamtgas/h

580 Nm³/h Endgas
3 520 Nm³/h Kreislaufgas
4 100 Nm³/h Gesamtendgas

114 kg flüss. Primärprodukte/h.

Die ausgetragene fühlbare Wärme beträgt dann:

Endgas 4 100 x 0,33 x 180 = 243 000 WE/h/Ofen oder
= 15,5 x 10⁶ WE Gesamt.

b) Heutiger Zustand:

Es werden ebenfalls 64 Öfen betrieben, jedoch zweistufig
mit 70% Gesamtkontraktion (55% I. Stufe und 33% II. Stufe)
mit 36 000 Nm³/h Sygas I.

Die Endgasmenge Stufe I ist dann 16 200 Nm³/h
" " Stufe II " " 10 800 Nm³/h
insgesamt: 27 000 Nm³/h

oder 420 Nm³/h/Ofen im Mittel beider Stufen.

Flüss. Primärprodukte = 4 000 kg/h = 63 kg/Ofen
Dampferzeugung = 4 000 x 4,5 = 18 t/h = 280 kg/Ofen

Die ausgetragene fühlbare Wärme ist dann je Ofen

420 x 0,33 x 170 = 236 000 WE/Ofen
oder insgesamt: 1,5 x 10⁶ WE.

c) Dampfmeerbedarf:

e) Dampfbedarf: (Mehrbedarf)

Der Ausfall an Dampf errechnet sich dann wie folgt:

— Künftiger Zustand: $263\ 000\ \text{WE/Of.} = 15,5 \times 10^6\ \text{WE}$
 Heutiger Zustand $21\ 600\ \text{WE/Of.} = 1,3 \times 10^6\ \text{WE}$

Verlorene Wärme $219\ 400\ \text{WE/Of.} = 14,0 \times 10^6\ \text{WE}$
 oder bei $620\ \text{WE/kg Dampf}$ ($50^\circ\ \text{S; Eisenwassertemperatur berück-}$
 rücksichtigt) $355\ \text{kg/Of.} = 22,5\ \text{t/h.}$

Da jedoch die Produktion $7,3\ \text{t/h}$ künftig beträgt, so wäre die Dampfbildung bei alter Fahrweise

$$7,3 \times 4,5 = 33, \text{ t/h oder } 515\ \text{kg/Ofen.}$$

Zu entsteht somit ein effektiver Dampfanzfall von
 $10,5\ \text{t} = 160\ \text{kg/Ofen.}$

Der Dampfbedarf zum Ausgleich der Minderproduktion beträgt
 mit $18 - 10,5 = 7,5\ \text{t/h.}$

2.) Niederdrucksynthese.

a) Künftiger Zustand:

Es kommen zur Anwendung $44\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h}$ Sygas auf 46 Ofen, d.i. eine Ofenbelastung von $960\ \text{Nm}^3/\text{h}$. Da die Belastung eine ziemlich hohe ist und das zur Verfügung stehende Gas ein solches der II. Stufe ist, wird ein 2-stufiger Betrieb nicht lohnend sein. Es wird daher 1-stufig gerechnet. Die Kontraktion wird mit 40% vorausgesetzt.

Synthesegasanalyse:

$28\ \%$ CO_2

$18,5\ \%$ CO

$37,0\ \%$ H_2

Idealgas $55,5\ \%$

Die Jahresleistung der Anlage wird mit $17\ 400\ \text{t}$ angegeben = $2\ \text{t/h}$, d.s. $45,5\ \text{g Sygas}$
 bzw. $82,0\ \text{g Idealgas.}$

Die Daten je Ofen sind dann:

$960\ \text{Nm}^3/\text{h}$ Synthesegas

$575\ \text{Nm}^3/\text{h}$ Endgas

$43,5\ \text{kg flüss. Primärprodukte/h.}$

Die ausgetragene fühlbare Wärme beträgt dann:

$$575 \times 0,33 \times 170 = 32\ 200\ \text{WE/Ofen oder}$$

$$1,48 \times 10^6\ \text{WE insgesamt.}$$

b) Heutiger Zustand:

Es werden betrieben 46 Öfen mit 30 000 Nm³/h Sygas in 2 Stufen bei 70% Gesamtkontraktion (55 % Stufe I und 33 % Stufe II) mit einer Produktion von 3 t/h. Ofenzahl: 30+16=46.

Die Endgasmenge Stufe I beträgt: 17500 Nm³/h
 " " Stufe II " 9000 Nm³/h
 Ingesamt: 22500 Nm³/h.

Die Daten je Ofen sind damit

653 Nm³/h Sygas
 490 Nm³/h Endgas
 65 kg fl. Primärprodukte/h
 290 kg Dampf/h

Die ausgetragene fühlbare Wärme ist demnach:

490 x 0,33 x 170 = 27 600 WE/h/Ofen oder
1,27 x 10⁶ WE

c) Dampfmehrbedarf:

Es entsteht also ein Mehranfall an Wärme von

1,48 x 10⁶ WE
 - 1,27 x 10⁶ WE
 0,21 x 10⁶ WE, entsprechend

(620 kg/kg Dampf) 0,4 t/h

Da jedoch die Synthese 1 t/h Produkt weniger erzeugt, entsprechend 1 x 4,5 = 4,5 t/h Dampf weniger bringt als im heutigen Zustand, so verbleibt ein zu rechnender Mehrbedarf an Dampf von rd. 4 t/h, effektiver Dampfanfall je Ofen also künftig 195 kg/h = 9 t/h.

3.) Zusammenstellung:

Der Dampfmehrbedarf beträgt somit

ausfall
 DS = 7,5 t/h
 NS = 4,0 t/h
11,5 t/h

Stromverbrauch:

Es kommen zur Aufstellung 3 Kreislaufgebläse für je 300 000 Nm³/h Gasumlauf, Druckerhöhung 2 atü. Leistung der Motore je 2500 KW (1 Maschine in Reserve).

Speisewasser

~~Der heutige Speisewasserbedarf beträgt bei rd. 200 kg~~
Dampfverzeugung je Ofen u. Stunde und 46 + 64 = 110 Ofen
= rd. 31 t Dampf/h = 55 m³/h Speisewasser.

Künftig werden erzeugt

$$NS = 46 \times 0,195 = 9,0 \text{ t/h Dampf}$$

$$DS = 64 \times 0,160 = \underline{10,0 \text{ t/h Dampf}}$$

$$19,0 \text{ t/h Dampf}$$

Der Speisewasserbedarf hierfür wäre dann 34 m³/h. Es werden
also 55 - 34 = 21 m³/h Speisewasser eingespart.

6.) Kondensation:**a) Kühlwasser:**

Es sind 215 000 m³/h Kreislaufgas + 37 500 m³/h Erdgas
 = 262 500 m³/h Gesamtgas, die mit rd. 180° C auf
 die Kondensation kommen und auf 30° C abzukühlen bzw. zu
 kondensieren sind einschließlich darin enthaltenen 7,3 t/h
 flüss. Primärprodukte und 14,6 t/h Reaktionswasser.

Es sind dazu aufzuwenden:

$$\begin{aligned} 262\,500 \times 0,33 \times 150 &= 13,0 \times 10^6 \text{ kJ/h} \\ 7\,300 \times 0,5 \times 150 &= 0,6 \times 10^6 \text{ kJ/h} \\ 7\,300 \times 70 &= 0,5 \times 10^6 \text{ kJ/h} \\ 14\,600 \times 483 \text{ (rd. } 10 \text{ kcal)} &= 7,0 \times 10^6 \text{ kJ/h} \\ &= 21,1 \times 10^6 \text{ kJ/h.} \end{aligned}$$

Bei einer Temperatur-Differenz von 20° C im Kühlwasser
 sind dazu nötig $\frac{21,1 \times 10^6}{20 \times 10^3} = 1\,055 \text{ m}^3/\text{h}$

Durch Stillsetzen der Druckkondensation waren eingepart
 300 m³/h

Mehrbedarf demnach 800 m³/h

b) Strombedarf:

Der neuen Anlage 200 kW

Erparnis d. Stillsetzen 50 kW

Mehrbedarf: 150 kW

c) Dampfbedarf:

Es entsteht kein zusätzlicher Dampfbedarf.

001037

7.) AK-Anlage:

Es wird eine Druck-AK-Anlage erstellt.

Die alte AK-Anlage bleibt voll in Betrieb, die alte Anlage II dient der Gasolgewinnung. Der Energiebedarf geht dann auf die Hälfte zurück.

Die neue Anlage wird ohne Kreislauf betrieben.

a) Strombedarf:

Neue Anlage	100 KW
Ersparnis alte Anlage	100 KW
Mehrbedarf	- KW

b) Dampfbedarf:

Neue Anlage	8 t/h
Ersparnis alte Anlage	3 t/h
Mehrbedarf	5 t/h

c) Kühlwasser:

Kein zusätzlicher Bedarf.

d) Frischwasser:

Kein zusätzlicher Bedarf.

8.) Neue Destillation:Durchsatz rd. 7 t/h = 10 m³/h Produkt.

- a) Dampfbedarf:
0,5 t / 1 m³ Durchsatz = 5 t/h
- b) Strombedarf: = 10 KW
- c) Kühlwasserbedarf:
9 m³/t Durchsatz = 70 m³/h

9.) Neue Fraktionierung:Durchsatz rd. 4 t/h = 6 m³/h Produkt.

- a) Dampfbedarf:
0,3 kg/m³ Durchsatz = 2 t/h
- b) Strombedarf: = 10 KW
- c) Kühlwasserbedarf:
7,5 m³/t Durchsatz = 30 m³/h

10.) Neue Stabilisation:Durchsatz rd. 7 m³/h. Es wird ohne Gas gefahren.

- a) Dampfbedarf:
rd. 0,5 t / 1 m³ Durchsatz = 4 t/h
- b) Strombedarf: = 10 KW
- c) Kühlwasserbedarf:
rd. 15 m³ / 1 m² Durchsatz = 100 m³/h
- d) Frischwasserbedarf:
Es wird kein Frischwasser benötigt.

11.) Ölanlage

Für die Erweiterung der Schmieröl-Anlage wird schätzungsweise gerechnet mit:

a) Dampfbedarf:

Kein zusätzlicher Bedarf, da Spaltanlage nicht neu betrieben wird.

b) Strombedarf:

—(wie unter a))

c) Kühlwasserbedarf:

Es wird mit einem Mehrbedarf gerechnet von rd. 50 % des heutigen Bedarfs =

$$\text{rd. } \underline{100 \text{ m}^3/\text{h}}$$

Der Gesamtverbrauch der Anlage beträgt dann:

$$\underline{300 \text{ m}^3/\text{h}}$$

d) Frischwasserbedarf:

(wie unter a)).

12.) Neues Kühlwerk:

Leistung 2 000 m³/h Umlaufwasser.

$$\text{Strombedarf } 500 + 220 = \underline{720 \text{ KW}}$$

Die Verteilung auf die Kühlwerke soll dann so erfolgen, daß die westlich der Weststraße liegenden Betriebe, d. s. alle Neuanlagen und Ölanlage auf das neue Kühlwerk geschaltet werden.

Die Belastungen sehen dann wie folgt aus:

a) Altes Kühlwerk:

Leistung 3 000 m³/h

1) Kompressoren	900 m ³ /h
2) AK-Anlage (0,6 des heutigen Bedarfs)	500 m ³ /h
3.) Stabilisation II	150 m ³ /h
4.) Fraktionierung u. Topinganlage	100 m ³ /h
5) Destillation	100 m ³ /h
6) Polymeranlage	20 m ³ /h
7) Paraffinanlage	30 m ³ /h
8) Sonstige	200 m ³ /h
	<hr/>
	2 000 m ³ /h

001040

- 13 -

~~Der Stromverbrauch des Kahlwerkes geht dann also auf~~
2/3 des heutigen Werkes zurück.

Ersparnis dadurch 200 KW

Konvertierung und Faserergaskühler haben eigenen Kreislauf über den Kühlturm der CO₂-Wäsche.

b) Neues Kahlwerk.

Leistung 2 000 m³/h.

1) Ölanlage	300 m ³ /h
2.) Neue Kondensation	1100 m ³ /h
3) Neue AK-Anlage	100 "
4) Neue Destillation	70 m ³ /h
5) Neue Fraktionierung	30 m ³ /h
6) Neue Stabilisation	100 m ³ /h
7) Sonstige	100 m ³ /h
	<hr/>
	1 800 m ³ /h
	<hr/>