

TITLE PAGE

78. Zum Projekt: Ket. Kracken (in Moosbierbaum.  
On the project: catalytic cracking of  
Moosbierbaum.

Frame Nos. 444 - 446

15. 7. 1943. Fr/Fr.

444

*P. Petzold*

Sun Projekt: Katalytisches Kracken in Hoosbierbaum.

In der Besprechung über das katalytische Crackprojekt Hoosbierbaum am 7. d. M. (s. Bericht) wurde von Leuna (Dir. Dr. Herold und Dr. Kaufmann) das Schleusverfahren, ersatzweise das Staubverfahren, präpariert. Das Festbettverfahren wurde aus Gründen der Eisenersparung nicht in Erwägung gezogen.

Gegen diesen Standpunkt von Leuna lassen sich verschiedene Bedenken vorbringen.

a) Staubverfahren.

=====  
Rohestoffbasis.

Die Art des zu verarbeitenden Öles, (Siedegrenzen 165-400°C) macht es nach allen bisher bekannt gewordenen Versuchsergebnissen, sowohl hiesigen wie amerikanischen, unwahrscheinlich, daß das Staubverfahren ein Benzin liefert, das hinsichtlich Jod-Zahl (unter 12) den Anforderungen entsprechen wird. Öle mit so hohem Siedende dürften bei Verarbeitung nach dem Staubverfahren kaum Benzine mit Jod-Zahl unter 40 geben (nach amerikanischen Unterlagen). Bei Anwendung dieses Verfahrens wäre also irgend eine raffinerische Nachbehandlung des Benzins unerlässlich.

Katalysatoren.

Gegen den Einwand, daß für das Staubverfahren nur Versuche mit Bleicherde-Katalysatoren, nicht aber mit synthetischen, die möglicherweise besser ausfallen, vorliegen, lassen sich Versuche der Standard (aus dem Jahre 1939) anführen, die das Gegenteil besagen (schlechterer Umsatz und Produktverteilung).

Die hier mit synthetischem Katalysator (Al-Silikat) gefahrenen Staubversuche zeigten u.a. einen Aktivitätsverlust bei nachträglicher Prüfung im Festbett. Die gleiche Erscheinung ist bereits von der Standard bei Bleicherden beobachtet worden. Dieser Aktivitätsverlust scheint demnach immer einzutreten. Er wird bei der Standard durch Erhöhung der Katalysatorkonzentration kompensiert. Auch die Möglichkeit, daß der H<sub>2</sub>O-Dampf dem synthetischen Katalysator schaden könne, ist von der Standard berücksichtigt worden. Man hat dort den H<sub>2</sub>O-Dampf durch Inertgas ersetzt, erzielte jedoch hierbei keinerlei Effekt.

Wenn auch die angeführten Bedenken hinsichtlich des Staubverfahrens nicht unbedingt stichhaltig zu sein brauchen, vielleicht auch durch Weiterentwicklung des Verfahrens in Amerika gegenstandslos geworden sein können, sind sie doch s. Zt. bei uns experimentell noch nicht widerlegt und lassen eine allzu optimistische Beurteilung der chemischen Seite des Verfahrens bisher nicht ratsam erscheinen.

Über die von Leuna vorgebrachten technischen Schwierigkeiten des Verfahrens müßten sich die Ingenieure äußern.

b) Schleusverfahren.

Rohtstoffbasis.

Nach Angabe von Leuna soll dies Verfahren aus dem zum Einsatz kommenden Öl ein L-Benzin mit Jod-Zahl unter 12 liefern. Nach bisherigen Versuchen wurden beim Schleusverfahren aus Reitbrook Gasöl (Siedegrenzen 193-350°) Benzins mit Jodzahl 11 erhalten. Die hierbei beobachteten sehr schlechten Ausbeuten (die Versuche werden z. Zt. zusammengestellt) können größtenteils auf noch vorhanden gewesene Unvollkommenheiten des Ofens und der Fahrweise zurückzuführen gewesen sein. Hinsichtlich der Jod-Zahl könnte also die Angabe Leuna vielleicht auch für Ausgangsöle mit  $E = 400^\circ$  richtig sein.

Ausbeute.

Bedenklich für das Schleusverfahren stimmen die von Leuna angegebenen Ausbeuten, die

30 % Bi ( $E = 165^\circ C$ )

12-14 % G<sub>304</sub>

1,5 - 2 % Trockengas

5 - 6 % Koks

40-50 % Krack-b-H'Öl

betragen.

Die Koks + Gasverluste bezogen auf Benzin + Koks + Gas betragen demnach 40 %, ein Wert, der für die Arbeitsweise im Festbett bei Mittelölen bislang ganz undiskutabel ist. Hier hat man bei 35 % Benzinausbeute Gas + Koksverluste von 30 - 32 %. Die Jodzahl dieser Benzine liegt bei etwa 20. Hinsichtlich der von Leuna für Spaltbenzine noch zulässig erachteten Jod-Zahl 12 läßt sich fragen, warum gerade bei diesem Wert die Grenze liegen soll. Wenn man schon, dem amerikanischen Beispiele folgend, höhere Jod-Zahlen als 4 für katalytische Krackbenzine zulassen will (die acid heat soll in USA sogar von 20° auf 40-50°F heraufgesetzt werden), so ist nicht einzusehen, warum die alte amerikanische Höchstgrenze von 20°F acid heat S<sub>JL</sub> = ca. 40 Jod-Zahl so weit unterschritten werden muß.

Es hat sich bei unseren Versuchen ergeben, daß Jod-Zahlen der katalytischen Erackbenzine, die unter 20 liegen, durch verhältnismäßig hohe Verluste erkauft werden.

Katalysator.

Ein anderer Nachteil des Schleusverfahrens ist der Katalysatorabrieb. Wenn in Leuna auch die Herstellung eines festen Kugelkontaktes jetzt möglich ist, so dürften Abriebverluste in Höhe von 0,2 % pro Ofendurchgang, wie wir sie bei unseren sehr festen gepulverten Katalysatoren immer noch haben, nicht unterschritten werden. (Dieser Wert wurde auch Herrn Dipl.-Ing. Kümmlin im

vorigen Jahre in Leuna genannt.)

Bei der Fahrweise Leuna beträgt der Katalysatordurchsatz pro Ofenraum und Stunde 5 (20 Min-Zyklus) bei einem Öldurchsatz von 0,9 - 1 Vol.

In 500 Durchgängen würde also der gesamte Katalysator zu Staub zerrieben sein. 500 Durchgänge entsprechen einer Kragperiode von  $500 \times 20 \text{ Min.} = 167 \text{ Stunden}$ . Geht man von  $1 \text{ m}^3$  Ofenraum aus, so kann man in 167 Stunden bei  $Du = 1 \text{ Vol. Öl/Vol. Ofenraum und Stunde } 167 \text{ m}^3 = 144 \text{ to Öl (d = 0,860)}$  durchsetzen, die bei 30% Ausbeute 43 to L-Benzin ( $B = 1650$ ) liefern. Der Katalysatorverbrauch würde nach obigen Zahlen  $1 \text{ m}^3$  oder 600 kg betragen. Bei einem Kg-Preis von RM 2.- wären 43 to Benzin mit RM. 1200.- Katalysatorkosten belastet, d.h. 1 to mit RM. 28.- oder 1 kg mit 2,8 Pfennig. Da man aber den Katalysator nicht ganz zu Staub zerfahren kann, wird man bei etwa 75 - 50% Abrieb erneuern müssen, wodurch sich die Belastung des Benzins mit Katalysatorkosten auf 3,7 - 5,6 Pfennig/kg erhöhen würde.

Für das Festbettverfahren rechnet man mit einer Lebensdauer des Katalysators von 6 Monaten.  $167 \text{ m}^3$  Öl müßte man bei  $Du = 0,5 \text{ Vol./Vol./Std. über } 334 \text{ m}^3$  Katalysator in 1 Stunde umsetzen (unter Annahme einer kontinuierlichen Fahrweise) oder in 6 Monaten über  $0,077 \text{ m}^3$ .

Da die Fahrweise beim Festbettverfahren diskontinuierlich ist, vergrößert sich der Katalysatorraum auf das 3-4-fache (3 bzw. 4 Katalysatorkammern), sodaß für 43 to L-Benzin 250 bzw. 308 Liter oder 138 bzw. 185 kg Katalysator erforderlich wären, die RM. 276.- bzw. RM. 370.- kosten würden. Die to Benzin wäre bei diesem Verfahren mit nur 6,40 RM. bzw. 8,60 RM. Katalysatorkosten belastet oder 1 kg mit 0,64 bzw. 0,86 Pfennig.

#### Katalysator-Fabrik

In Moosbierbaum (40 000 tate Öldurchsatz) müssen stündlich 5 to Öl =  $5,8 \text{ m}^3$  verarbeitet werden.

Bei einer Festbettanlage wären hierzu 3 bzw. 4 Katalysatorkammern von je  $11,6 \text{ m}^3$  Inhalt ( $Du = 0,5$ ) erforderlich, für die alle 6 Monate 34,8 bzw. 46,4  $\text{m}^3$  oder

21 bzw. 28 to Katalysator herzustellen wären.

Für eine Schleusanlage gleicher Kapazität müßten  $5,8 \text{ m}^3$  Ofenraum ( $Du = 1$ ) zur Verfügung stehen, durch den pro Stunde  $17,4 \text{ m}^3$  Katalysator zu schleusen wären (20 Min. Aufenthaltzeit). In 84 Stunden (entsprechend 50% Abrieb) bzw. 125 Std. 75% Abrieb) ist diese Katalysatormenge verbraucht. In 6 Monaten wären demnach bei 0,2% Abrieb/Ofendurchgang für die Schleusanlage  $48 \times 17,4 \text{ m}^3 = 820 \text{ m}^3$  bzw.  $32 \times 17,4 \text{ m}^3 = 560 \text{ m}^3$  oder

490 bzw. 335 to Katalysator erforderlich.

Für das Schleusverfahren wäre somit eine 12-21 mal größere Katalysatorfabrik erforderlich als für das Festbettverfahren.  
gez. Free