

Tabelle 1.
Resultate der Bestimmung von P_{\max} und γ mittels nichtlinearer Regression.

Substanz	Charge	Anzahl exp. Werte	P_{\max} [10 MPa]	γ [10 MPa] $^{-1}$	QS_{\min} [10 MPa] 2
Aspirin	3494 X	8	6,01	0,284	0,733
Aspirin	4489 C	6	5,48	0,227	0,074
Ibuprofen	A	9	3,54	0,468	0,052
Ibuprofen	B	6	16,2	0,228	0,371
Lactose	4095 C	5	51,5	0,0465	0,263
Lactose	MK 1	6	25,1	0,0842	0,473
Methenamin		6	23,2	0,137	0,612
NaCl		6	65,3	0,0539	1,203
Phenacetin		8	21,3	0,0819	0,931
Saccharose	519 A6	5	104,6	0,0210	0,969
Saccharose	694 DN	6	172,3	0,0112	0,799
Saccharose	K1	5	122,4	0,0142	1,915
Sitosterin		5	19,8	0,187	2,26

QS_{\min} = Quadratsummenminimum.

Für die Berechnungen wurde aus der Programmbibliothek das von Guitard [11] für die Berechnung von Plasmaspiegelwerten erstellte Nichtlineare Regressionsprogramm modifiziert und eingesetzt. Die Resultate dieser Rechnungen sind in der Tab. 1 zusammengestellt. Abb. 1 zeigt stellvertretend für alle untersuchten Substanzen die gute Übereinstimmung zwischen dem theoretisch berechneten Kurvenverlauf und den experimentellen Werten. Die Auswahl der Substanzen (Ibuprofen Charge A, Aspirin Ch. 3494 X, Phenacetin, Lactose Ch. 4095 C, NaCl und Sitosterin) erfolgte aufgrund der gefundenen Quadratsummenminima (vgl. Tab. 1). Linearisiert man Gl. (15),

$$\ln\left(1 - \frac{P}{P_{\max}}\right) = -\gamma \sigma_c \varrho_r, \quad (18)$$

so erhält man durch Einsetzen der Parameter P_{\max} und γ gemäß Tab. 1 durchwegs außerordentlich gute Korrelationskoeffizienten r ($r \geq 0,99$). Das mathematische Modell Gl. (15) erklärt damit sehr gut die experimentellen Befunde und liefert für den Komprimiervorgang die folgenden substanzspezifischen Kenngrößen:

1. Die maximale Festigkeit P_{\max} .

Die maximale Festigkeit P_{\max} stellt ein Maß der Verpreßbarkeit dar, da bei einem kleinen P_{\max} auch bei sehr hohem Preßdruck σ_c nur eine geringe Festigkeit des Preßlings erreicht werden kann.

2. Die Preßsuszeptibilität γ .

Aufgrund des Faktors $\varrho_r = 1 - \varepsilon$ (ϱ_r , relative Dichte, ε Porosität) in Gl. (15) kann die Preßsuszeptibilität γ als eine substanz- und feststoffbe-

zogene Größe bezeichnet werden. Sie stellt ein Maß der Kompressibilität dar, da nach Gl. (15) mit einem hohen Wert von γ eine starke Zunahme der Festigkeit P in Abhängigkeit des Preßdruckes σ_c verbunden ist. In der Praxis ist diese starke Zunahme der Festigkeit P mit einer starken Zunahme der relativen Dichte ($\varrho_r \rightarrow 1$) bei schon kleinem Preßdruck σ_c verknüpft, d. h. es handelt sich um leicht komprimierbare Substanzen.

Eingegangen am 25. August 1980 [460]

Literatur

- [1] Kawakita, K.; Lüdde, K. H.: Powder Technol. 4 (1970/71) S. 61.
- [2] Lüdde, K. H.; Kawakita, K.: Pharmazie 21 (1968) S. 393.
- [3] Newton, J. M.; Rowley, G.; Fell, J. T.; Peacock, O. G.; Ridgway, K.: J. Pharm. Pharmac., 23 Suppl. (1971) S. 1955.
- [4] Lexikon der Physik, Hrsg. H. Franke, Franck'sche Verlagshandlung, Stuttgart 1969.
- [5] Hiestand, E. N.; Bauer Jr., J. M.; Strzelinski, E. P.: J. Pharm. Sci. 60 (1971) S. 758.
- [6] Tabor, D.: The Hardness of Metals, Oxford University Press, London 1951.
- [7] Train, D.: J. Pharm. Pharmac. 8 (1956) S. 745.
- [8] Long, W. M.: Powder Met. 6 (1960) S. 73.
- [9] Unkel, H.: Arch. Eisenhüttenw. 18 (1945) S. 161.
- [10] Sucker, H.; Fuchs, P.; Speiser, P.: Pharmazeutische Technologie, Thieme Verlag, Stuttgart 1978.
- [11] Guitard, P.: Persönliche Mitteilung, unveröffentlicht.

Ethanol als biotechnologische Energiequelle*

Klaus Misselhorn**

Der konventionelle Brennereiprozeß läßt sich in vier Verfahrensstufen unterteilen: die Rohstoffaufbereitung, die Gärung, die Destillation und die Schlempeverwertung.

Unter dem Gesichtswinkel des Energiebedarfs erscheint die Gärung unbedeutend, weil ihr Energieverbrauch – gemessen an den anderen Stufen – vernachlässigbar gering ist. Beim Stärkeaufschluß und der Destillation sind seit der Ölkrise von 1973 Fortschritte erzielt worden, die den Energiebedarf deutlich senken. Immer wieder liest man die Feststellung, die Alkohol-Herstellung auf biologischem Wege habe einen größeren Energiebedarf als dem Heizwert des Ethanols entspreche. Dies ist bei einer dem heutigen Stand der Technik

entsprechenden Auslegung der Anlage auch unter Einbeziehung der landwirtschaftlichen Verbräuche, der menschlichen Arbeitskraft und der Fabrikanlagen nicht mehr der Fall [1].

Bei der Kohleverflüssigung erhält man nur etwa 30% der aufgewandten Energie in Form von Benzin. Für die Kohlevergasung wird ein Wirkungsgrad von 60% genannt. Die biologischen Verfahren liefern im Durchschnitt eine 4fach höhere Energieausbeute. Bei der Aufarbeitung von Zuckerrohr ist es möglich, durch Bagasseverbrennung auf Energie aus fossilen Rohstoffen fast ganz zu verzichten. Nimmt man an, daß lediglich zur Errichtung der Fabrikanlage und in der Landwirtschaft fossile Energie eingesetzt wird, steigt dadurch die Energieausbeute auf fast 9.

* Kurzfassung eines Vortrages auf der Dechema-Jahrestagung am 19. und 20. 6. 1980 in Frankfurt/M.

** Prof. Dr. K. Misselhorn, Institut für Gärungsgewerbe und Biotechnologie, Seestr. 13, 1000 Berlin 65.

Die Weltzuckerproduktion 1977 betrug 92 Mio. t. An Stärke aber ist mit 1055 Mio. t das 10fache geerntet worden. Stärke ist weltweit deshalb eine wesentlich größere Rohstoffquelle als Zucker. Die Bundesrepublik hat eine landwirtschaftliche Fläche von 13 176 000 ha. Würde man 10% davon für Energiepflanzen einsetzen, mit einem Hektarertrag von 3000 l reinem Alkohol/Jahr, ergäben sich etwa 4 Mio. m³ reiner Alkohol/Jahr. Das entspricht ungefähr der brasilianischen Produktion. Man könnte dem Benzin 15% Ethanol zumischen, um auf den heutigen Verbrauch in Deutschland von etwa 30 Mio. m³ Benzin/Jahr zu kommen. Den Getreidearten kommt dabei wegen des Strohanfalls besondere Bedeutung zu. Stärke aber setzt ein energetisch sparsames Aufschlußverfahren voraus, das im Gegensatz zum konventionellen Dämpfer kontinuierlich betrieben wird (Abb. 1).

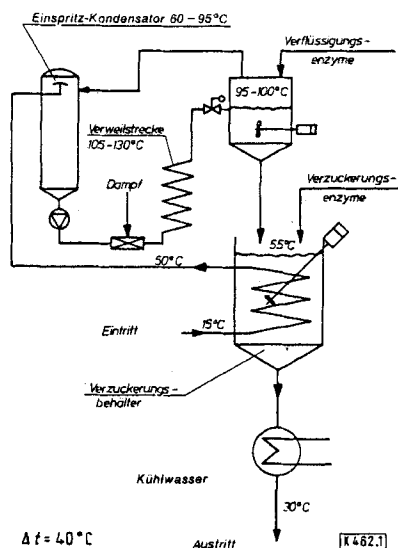


Abb. 1. Kontinuierlicher Stärkeaufschluß.

Der Prozeß enthält zwei Wärmerückgewinnungsschritte. Kartoffeln oder Maniokawurzeln werden auf etwa 100 µm Körnung gemahlen, Getreide wird gemahlen, mit Wasser angeteigt, nach Zusatz von α-Amylase und nach Korrektur des pH-Wertes in einem Rührkessel auf etwa 50°C vorgewärmt und mit Entspannungsdampf in einem Einspritzkondensator auf 60 bis 95°C gebracht. Anschließend wird die Suspension mit direktem Dampf auf 105 bis 130°C erhitzt. Nach einer Verweilzeit von 10 bis 30 min wird entspannt und 1 bis 2 h bei 95° verflüssigt. Anschließend wird sehr rasch auf 55 bis 60°C abgekühlt, und es erfolgt der Zusatz der Glucoamylase. Die Verweilzeit in dieser Stufe ist unkritisch. Eine nach diesem Prinzip¹⁾ gebaute technische Anlage läuft seit eineinhalb Jahren in Westdeutschland.

Der Energiebedarf liegt einschließlich der Strahlungsverluste bei etwa 2,4 MJ/l reinem Alkohol. Teilt man die Entspannung in zwei Stufen auf, von der die eine im Vakuumgebiet liegt, läßt sich der Energiebedarf auf etwa 1,5 MJ/l reinem Alkohol senken. Er beträgt dann noch 1/5 des konventionellen Bedarfs.

Um eine möglichst große Stabilität der Enzyme zu erreichen, wie auch aus energetischen Gründen, erscheint es wünschenswert, den Prozeß bei möglichst niedrigen Temperaturen ablaufen zu lassen. Das sollte möglich sein, wenn man den thermischen Aufschluß durch einen mechanischen unterstützt. Wir haben zu diesem Zweck eine Kolloidmühle in der Art einer Stiftmühle eingesetzt, mit der man die Suspension großen Scherkräften aussetzen kann²⁾.

1) In Zusammenarbeit mit der Firma Georg Westphal, Bahnhofstr. 43, 6050 Offenbach.

2) Die Arbeiten wurden finanziell durch die Maschinenfabrik Buckau-Wolf AG, Nahrungsmitteltechnik, Postfach 100460, 4048 Grevenbroich 1, gefördert.

Abb. 2 zeigt eine kontinuierliche Stärkeaufschlußanlage mit einer Mühle von Buckau-Wolf. Gemahlenes Getreide wird mit Wasser von 90°C unter Zusatz einer thermostabilen α-Amylase und unter Korrektur des pH-Wertes mit Hilfe von CaO eingemaischt und mit einer Mohnpumpe der Mühle zugeführt. Der für das Erhitzen

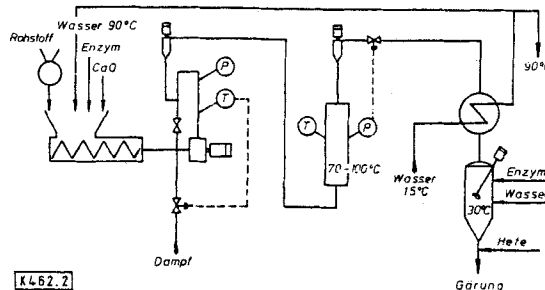


Abb. 2. Kontinuierliche Stärkeaufschlußanlage.

notwendige Dampf wird zentral in die Mühle eingespeist, sodaß Kavitation nicht auftritt. Die Mühle ist mit einer Kreislaufsleife ausgerüstet, die es gestattet, mehr oder minder viel Maische im Kreislauf mehrfach durch die Maschine laufen zu lassen. Der Maschine nachgeordnet sind eine Heißhaltestrecke, ein Spiralaustauscher sowie ein Rührkessel, in dem das Verdünnungswasser sowie Amyloglucosidase und evtl. auch Hefe zugesetzt werden.

Abb. 3 zeigt schematisch das Verhalten der Viskosität im Verkleisterungsbereich. Bei Erhöhung der Temperatur einer Stärkesuspension

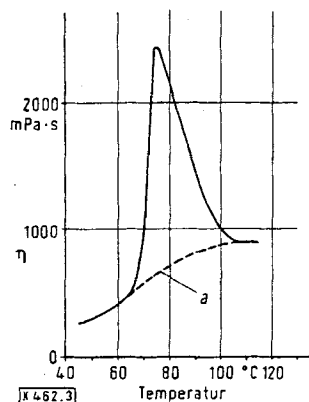


Abb. 3. Viskosität einer Stärkesuspension im Verkleisterungsbereich.

a Verlauf mit Kolloidmühle.

steigt die Viskosität bei Erreichen der Verkleisterungstemperatur extrem an. Dieser Anstieg kann damit erklärt werden, daß das einzelne Stärkekorn sich bei der Verkleisterung mit einer gequollenen Schicht überzieht und in der Lösung die physikalischen Eigenschaften eines Supermoleküls übernimmt. Seit den Untersuchungen von Staudinger weiß man, daß die Viskosität wesentlich von der Molekülgröße und -form abhängt [7]. In dem Maße, wie die Verkleisterung fortschreitet, lösen sich von der Oberfläche einzelne Moleküle ab, und das gequollene Stärkekorn verliert allmählich an Größe, so daß die Viskosität der Lösung wieder abnimmt. Oberhalb des Verkleisterungsbereiches liegt eine Lösung einzelner Stärkemoleküle vor, und die Viskosität entspricht ihrer Molekülgröße.

Die Wirkung der Kolloidmühle besteht nun offenbar darin, von der Oberfläche des in Quellung befindlichen Stärkekorns die einzelnen, bereits gequollenen Stärkemoleküle durch die wirkenden Scherkräfte zu entfernen. Auf diese Weise kommt es nicht zur Ausbildung gequollener „Supermoleküle“, und die Viskositätsspitze wird abgebaut. Dieses Verhalten ermöglicht, mit hohen Trockensubstanzgehalten in der aufzuschließenden Maische zu arbeiten.

In Abb. 4 ist der Energieverbrauch einer Supramylanlage für eine Alkoholleistung von 1000 l reinem Alkohol/h dargestellt. Er setzt sich aus dem Verbrauch für das Erhitzen auf Verflüssigungstemperatur sowie dem Verbrauch an elektrischer Energie für die Mühle zusammen. Der spezifische Energieverbrauch für das Erhitzen der Maische nimmt mit steigendem Trockensubstanzgehalt ab, weil, auf den produzierten Liter Alkohol bezogen, immer weniger Maische von der Anlage verarbeitet werden muß. Andererseits nimmt mit wachsendem Trockensubstanzgehalt der Bedarf an elektrischer Energie für die Mühle stark zu. Die Summe beider Energiebeträge

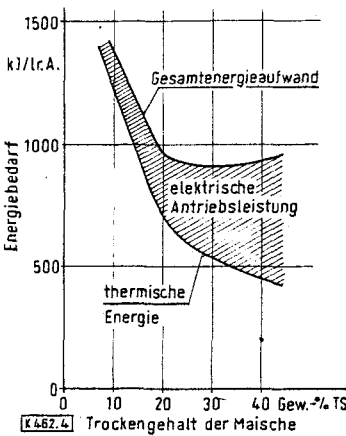


Abb. 4. Energiebedarf einer Supramylanlage für 1000 l reinen Alkohol/h aus Getreide.

erreicht mit 0,9 MJ/l reinem Alkohol bei etwa 30% Trockensubstanz ein Minimum. Der Gesamtenergieaufwand unterscheidet sich allerdings im Bereich 20 bis 40% Trockensubstanz nur wenig. Bei Leistungen ab 4000 l reinem Alkohol/h sinkt der Energiebedarf auf 0,7 MJ/l reinem Alkohol.

Die Fähigkeit der Supramylanlage hohe Trockensubstanzgehalte zu verarbeiten, bietet eine elegante Möglichkeit die Schlempe zurückzuführen, wenn es sich um trockene Rohstoffe, wie Getreide oder Mehl handelt.

Abb. 5 zeigt einen solchen Prozeß. Das mit Wasser im Verhältnis 40:60 eingemaischte Mehl ergibt eine Maische mit etwa 35% Trockensubstanz, die vor der Gärung mit etwa der gleichen Menge Wasser bzw. hier Schlempe verdünnt werden muß. Nach der Destillation wird die Schlempe mit einem Dekanter in den mechanisch abtrennbaren Feststoffbestandteil und einen flüssigen Ablauf zerlegt. Die Feststoffe gehen direkt in die Endtrocknung, während von dem flüssigen Ablauf 100 kg/h als Verdünnungswasser in die Maische zurückgeführt werden. Bei längerem Betrieb wird sich der Trockensubstanzgehalt der Normalmaische von etwa 5,6 auf 11,2% erhöhen. Die zurückgeführte Schlempe enthält davon nach Dekantation noch ca. 9%.

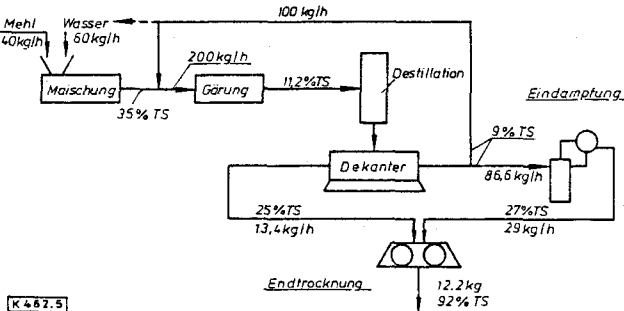


Abb. 5. Kombination einer Supramylanlage mit einer Schlemperückführung.

Bei dem hier gewählten Beispiel der Rückführung im Verhältnis 1:1 reduziert sich der Energiebedarf der Schlempetrocknung leider nicht auf die Hälfte eines Prozesses ohne Rückführung, obwohl nur die Hälfte des Wassers verdampft werden muß. Bei Schlemperückführung wird nur die mehrstufige Eindampfung entlastet, während die Endtrocknung relativ höher belastet wird. Aus beiden Effekten zusammen ergibt sich eine Reduktion des Energiebedarfs auf etwa 75% des Bedarfs ohne Schlemperückführung. Wenn der Alkohol dem Benzin beigemischt werden soll, muß er entwässert werden.

In Zweidrucksystemen ist es möglich, die Absolutierungskolonne unter Druck zu fahren und deren Kondensationswärme zur Beheizung der Alkohol-Kolonne zu benutzen [9]. Diese Lösung hat den Vorteil einer geringeren Bildung von Maillard-Produkten, falls die Schlempe verfüttert werden soll. Man kann das Prinzip auch umkehren [10], Abb. 6, mit der Konsequenz höherer thermischer

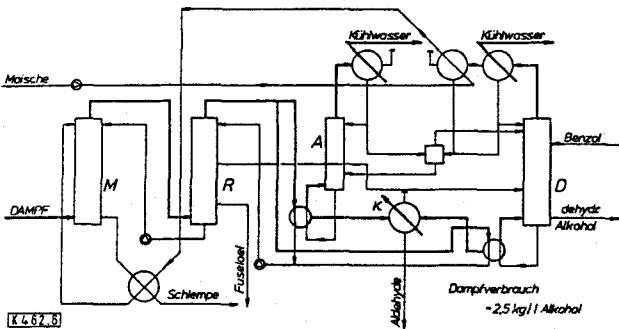


Abb. 6. Zweidruck Destillier- und Absolutieranlage.

Belastung der Schlempe, aber dem Vorteil geringeren Druckes im System.

Die aus der Alkohol-Kolonne M + R austretenden Dämpfe liefern die Heizenergie für die Absolutierungs- und Aufarbeitungskolonnen D + A. Derartige Systeme haben einen Dampfbedarf von etwa 2,5 kg/l reinem Alkohol gegenüber 4 bis 5 kg/l reinem Alkohol bei konventionellen Anlagen, die auf Normaldruckniveau arbeiten.

In der Tab. 1 sind die Energiebedarfszahlen der Alkohol-Herstellung aus stärkehaltigen Rohstoffen verglichen: Ein großer Fortschritt ist beim kontinuierlichen Stärkeaufschluß festzustellen, der Energiebedarf konnte von 8 auf 0,7 MJ/l reinem Alkohol gesenkt werden. Ein weiterer Fortschritt ist bei der Destillation durch Anwendung von mehrstufigen und auf unterschiedlichen Druckniveaus arbeitenden Destillieranlagen erzielt worden. Der Energieaufwand beträgt heute etwa die Hälfte des konventionellen Bedarfs. Bei der Schlempeeindampfung und Trocknung läßt sich der Energiebedarf durch die geschilderte Art der Rückführung von etwa 11 MJ/l reinem Alkohol

Tabelle 1. Energiebedarf bei der Aufarbeitung stärkehaltiger Rohstoffe.

	konventionell [MJ/l reinem Alkohol]	heutiger Stand [MJ/l reinem Alkohol]
Rohstoffreinigung	0,09	0,09
Aufschluß	8,0	0,7
Gärung u. Hefeführung	0,06	0,06
Destillation und Absolutierung	10,9	5,8
Schlempeeindampfung und -trocknung	10,9	8,1
Summe	19/30	6,7/14,8

$$\text{Energieausbeute} = \frac{H_u \text{ Ethanol}}{\text{Aufwand}} = \frac{3,2 \text{ o. Schlempeeindampfung}}{1,4 \text{ m. Schlempeeindampfung}}$$

auf rund 8 MJ/l reinem Alkohol senken. In der Summe ergeben sich mit 6,7 MJ/l reinem Alkohol etwa 35% des konventionellen Bedarfs von 19 MJ/l reinem Alkohol, wenn man ohne Schlempeeindampfung auskommt und etwa 50% des Energieaufwandes mit Schlempeeindampfung. Damit liegt die Energieausbeute bei dem Verfahren ohne Schlempeeindampfung bei 3,2, d. h. man erhält 320% der aufgewendeten Energie in Form des unteren Heizwertes des Ethanols. Mit Schlempeeindampfung reduziert sich dieser Wert auf 1,4. Stärke ist heute mit dem gleichen Energieaufwand zu verarbeiten wie zuckerhaltige Rohstoffe.

Der Energiebedarf von 7 MJ/l reinem Alkohol liegt so niedrig, daß man ihn mit Faulgas aus Schlempe decken kann. Bei BSB₅-Gehalten von 30000 bis 60000 mg O₂/l und einem Alkohol-Anfall von 8 l/100 l Schlempe entstehen bei der Ausfäulung 0,25 bis 0,45 m³ Faulgas/l reinem Alkohol. Das entspricht 6 bis 10 MJ/l reinem Alkohol. Wird das Gas als Druckgas gespeichert, so verbraucht die Kompression 5 bis 10% dieser Energiemenge. Für die Heizung einer solchen Anlage hat man bei guter Isolation 30 bis 40% des Gases zu veranschlagen. Die Kombination mit einer Brennerei bietet jedoch die Möglichkeit, mit Kondensatorwasser bzw. heißer Schlempe zu heizen. Auf diese Weise stehen 5 bis 9 MJ/l reinem Alkohol aus dem Faulgas für die Dampferzeugung der Brennerei zur Verfügung. Das entspricht 70 bis 135% des Bedarfs von 7 MJ/l reinem Alkohol.

Das Problem bei dieser Lösung stellen z. Z. die Investitionskosten dar. Für Faulanlagen herkömmlicher Konstruktion werden Herstellungskosten von 1000 DM/m³ Faulraum genannt. Bei einer Abbauleistung von 2,5 kg BSB₅/m³d entstehen Kosten in Höhe von 12000 bis 24000 DM/m³ Naßschlamm/d entsprechend 150 bis 300 DM/l reinem Alkohol/d.

Die Investitionskosten einer größeren Brennerei liegen heute bei 200 bis 300 DM/l reinem Alkohol d. Die Faulanlage kostet also genauso viel wie die Brennerei selbst.

Aus diesem Grund erscheint die Beheizung einer Brennerei mit hochdruckverdichtetem Getreidestroh als der in naher Zukunft gangbarere Weg.

Bei Getreide kann man mit einem Stroh/Korn-Verhältnis von 1,2 rechnen. Der untere Heizwert des Strohs sei mit 13 MJ/kg bei 14% Restfeuchte angenommen. Mit einer Alkohol-Ausbeute von 0,38 l reinem Alkohol/kg Getreide ergibt sich ein Heizwert des Strohs von 41 MJ/l reinem Alkohol. Rechnet man den Wirkungsgrad des Kessels mit 0,7 ein, so stehen ca. 29 MJ/l reinem Alkohol als Heizdampf zur Verfügung. Das entspricht dem 2fachen des Energiebedarfs bei Schlempeeindampfung bzw. dem 4fachen, wenn die Schlempe verfüttert wird.

Es besteht also die Möglichkeit neben Getreide andere Rohstoffe, wie Rüben zu verarbeiten, die kein Stroh mitbringen. Da Stroh nur eine

geringe Packungsdichte hat, dürfen die Transportwege nicht lang werden. Als Modell sei ein Kreis mit einem Radius von 10 km vorgeschlagen, in dessen Zentrum die Brennerei steht. Nimmt man an, daß 10% der Fläche für Energiepflanzenanbau benutzt werden, so stehen 3 140 ha zur Verfügung. Bei einem Hektarertrag von 3 000 bis 5 000 l reinem Alkohol/Jahr und 200 d Betriebszeit ergibt sich eine Brennereileistung von 45 bis 80 000 l reinem Alkohol/d.

In Deutschland ist wahrscheinlich eine landwirtschaftlich integrierte Brennerei leichter zu realisieren, wenn der Radius des Einzugsgebietes nur 5 km beträgt. Das würde unter den gleichen Bedingungen immer noch zu einer Betriebsgröße von 10 bis 20 000 l reinem Alkohol/d führen.

Zusammenfassung

1. Durch Einsatz von kontinuierlichen Stärkeaufschlußverfahren und Mehrdruck-Destillationssystemen liegt die Energieausbeute des Brennereiprozesses heute bei 1,4 bis 3,2.
2. Bei Strohverbrennung bzw. Einsatz von Biogas steigt die Energieausbeute des Gesamtprozesses auf das 8 bis 9fache des landwirtschaftlichen Bedarfs an fossiler Energie.
3. Eine für Deutschland sinnvolle Betriebsgröße ergibt sich wahrscheinlich mit 10 000 bis 20 000 l reinem Alkohol/d bei voller Integration in die Landwirtschaft.
4. In unserem Land erscheint die Erwartung realistisch, auf diese Weise 5 bis 15% des Benzins ersetzen zu können.

Eingegangen am 19. September 1980 [K 462]

Literatur

- [1] Houben, H.: Zuckerindustrie 105 (1980) S. 37/44.
- [2] Reinefeld, E.; Wagner, F.; Winner, C.: Zuckerindustrie 105 (1980) S. 25/36.
- [3] Prescott, S. C.; Dunn, C. G.: Industrial Microbiology, Mc. Graw-Hill, New York, 3. Aufl., 1959 S. 203.
- [4] O. J. Borud: Stärke 23 (1971) S. 172/176.
- [5] Alfa-Lavall, Tumba, private Mitteilung v. 4.6.1975.
- [6] Vogelbusch GmbH, Wien, private Mitteilung v. 15.12.1975.
- [7] Staudinger, H.: Organische Kolloidchemie, 3. Aufl., S. 161, Verlag F. Vieweg & Sohn 1950.
- [8] Brückner, H.; Misselhorn, K.: Branntweinwirtschaft 117 (1977) S. 201/215.
- [9] Starcosa; Misselhorn, K.: Branntweinwirtschaft 120 (1980) S. 2/10.
- [10] Stegemann, J.: Energiesparende Ethanol-Destillieranlagen, Buckau-Wolf Informationstag „Agrotechnik“, Hannover-Messe 1980.