

PROBLEME DER GROSSTECHNISCHEN DESTILLATIVEN
AUFARBEITUNG VON RAPSÖLFETTSÄUREN

H. Stage

Zusammenfassung

Die vorliegende Untersuchung befaßt sich damit, wie man großtechnisch aus den sehr unterschiedlich zusammengesetzten normalen oder hydrierten Rohsäuren des Rapses reine Fettsäuren gewinnen kann. Es werden für die unterschiedlichen Gemischzusammensetzungen sowie für die im Hinblick auf das thermische Verhalten erforderlichen Druck- und Temperaturbedingungen benötigten Trennstufenzahlen sowie Rücklaufverhältnisse mitgeteilt.

Für die großtechnische Auftrennung eignen sich besonders gut Kolonnen mit ACV-Streckmetallrieselfüllungen und die von uns entwickelten Fallfilmverdampfer mit Zwangsumlauf sowie Dämpfe-Bypass. Aufbau, Arbeitsweise und Leistungsfähigkeit einer derartigen ACV-Anlage mit Entgasungsstufe, 2 Rieselkolonnen und Schlußverdampfer werden eingehend erläutert.

1. Die verwertbaren Anteile der Rapsölfettsäuren

Gegenüber den meisten anderen Rohfettsäuren natürlicher Öle und Fette zeichnen sich die des Rapses bekanntlich durch ihren mehr oder weniger hohen Anteil an Erucasäure aus (ACKMANN, 1966; ANDERSSON, 1973; APPELQVIST, 1970, 1971). Aber nicht nur diese, deren Gehalt in herkömmlichen Ölen zwischen etwa 45 und 55 % des Säureanteiles liegt, sondern ebenfalls die mit 30 - 35 % enthaltenen verschiedenen ungesättigten C₁₈-Fettsäuren (ACKMANN, 1966; ANDERSSON, 1973; APPELQVIST, 1970, 1971; CRAIG et al., 1973; CRAIG, 1956; EARLE et al., 1966; GRYNBERG, 1966; LITCHFIELD, 1971; RAKOW und MCGREGOR, 1973), die einfach ungesättigte Gadoleinsäure mit 5 - 13 % und die hauptsächlich aus Palmitinsäure bestehende Vorlaufaktion stellen in weitgehend reiner Form interessante und vielseitig verwendbare chemische Rohstoffe dar (PLOOG und REESE, 1973; RUTKOWSKI und BEDOWICZ, 1973).

2. Die destillative Trennbarkeit der Rapsölkomponenten

Wegen der bei chemischen Umsetzungen möglichen Nebenreaktionen durch Verunreinigungen werden für die genannten Säuren heute durchweg Reinheiten von über 95 % an der jeweiligen Individualfettsäure verlangt. Von den verschiedenen physikalischen Reinigungsverfahren wie Destillation, Extraktion und Kristallisation lassen sich derartig hohe Konzentrationen mit wirtschaftlich vertretbarem Aufwand nur auf destillativem Wege erzielen. Dabei wirkt sich besonders günstig aus, daß in dem hauptsächlich inter-

essierenden C-Zahl-Bereich von 18-22 der Gehalt an den die Trennbarkeit verschlechternden gesättigten Fettsäuren vergleichsweise gering ist. So liegt er für die Stearinsäure, die zwischen den als Gesamtfraktion verwertbaren ungesättigten C₁₈-Säuren und der einfach ungesättigten Gadoleinsäure siedet, meist nur in der Größenordnung von etwa 0,5 - 1,3 % (ACKMANN, 1966; ANDERSSON, 1973; APPELQVIST, 1970, 1971).

Zur Beurteilung, wohin bei der kontinuierlichen destillativen Zerlegung derartiger Gemische der geringe Anteil der gesättigten Fettsäuren wandert, wenn diese nicht in gesonderten Zwischenfraktionen erfaßt werden sollen, eignet sich am besten der aus den Flüchtigkeiten der Komponenten berechenbare Trennfaktor α . In dem für die großtechnische destillative Zerlegung in Betracht kommenden Temperaturbereich zwischen 200 und 260° C kann man, wie wir bereits früher zeigen konnten (STAGE, 1971), davon ausgehen, daß sich derartige Fettsäuregemische nahezu ideal verhalten, da der Assoziationsgrad in der Dampfphase vernachlässigbar klein ist. Unter diesen Verhältnissen lassen sich die zur Berechnung des Trennfaktors α benötigten Flüchtigkeiten genügend genau durch die entsprechenden Dampfdruckdaten wiedergeben.

Die so berechneten Werte der für den Verbleib der gesättigten Fettsäuren entscheidenden Trennfaktoren α der Gemische aus den aufeinanderfolgenden gesättigten und den um zwei C-Atome größeren ungesättigten Fettsäuren einerseits sowie den Gemischen mit gleichen C-Zahlen der entsprechenden ungesättigten und gesättigten Fettsäuren andererseits sind in Abbildung 1 für den Temperaturbereich von 160 - 280° C dargestellt. Hiernach betragen die für Stearinsäure entscheidenden Trennfaktoren der Gemische Ölsäure-Stearinsäure und Stearinsäure-Gadoleinsäure z. B. bei 220° C 1,27 und 1,8 bzw. bei 260° C 1,22 und 1,60. Demgegenüber weisen die Gemische aus den entsprechenden jeweils aufeinanderfolgenden einfach ungesättigten Öl-, Gadolein- und Erucasäuren im Druckbereich zwischen 1 und 10 Torr Trennfaktoren α von im Mittel 2,2 bzw. 2 für die erforderlichen Verstärkungs- und Abtriebsteile auf.

Die folgenden Abbildungen 2 - 4 zeigen für den genannten α Wert-Bereich zwischen 1,2 und 2,2 sowie die geforderten Anreicherungen den Zusammenhang zwischen Zulaufkonzentration, Trennstufenzahl und Rücklaufverhältnis bzw. den zur Trennung benötigten Energieaufwand. Wegen der thermischen Empfindlichkeit der überwiegend ungesättigten Fettsäuren des Rapses und ihrer im Mittel hohen C-Zahlen kann für ihre Zerlegung im technischen Maßstab selbst mit Rieselkolonnen niedrigen Druckverlustes kaum mit wesentlich mehr als 20 theoretischen Trennstufen gerechnet werden. Nach den Daten der Abbildungen 2 - 4 läßt sich mit dieser Wirksamkeit lediglich die Abtrennung der Stearinsäure von der Gadoleinsäure erreichen. Die Stearinsäure verbleibt deshalb zum überwiegenden Teil bei der ungesättigten C₁₈-Fraktion. Im Hinblick auf ihren mit 30 - 35 % großen Anteil in der Rohsäure bewirkt die Stearinsäure nur eine geringe Verunreinigung des entsprechenden Destillatanfalls, so daß sich seine Konzentration noch innerhalb der geforderten Grenzen bewegt.

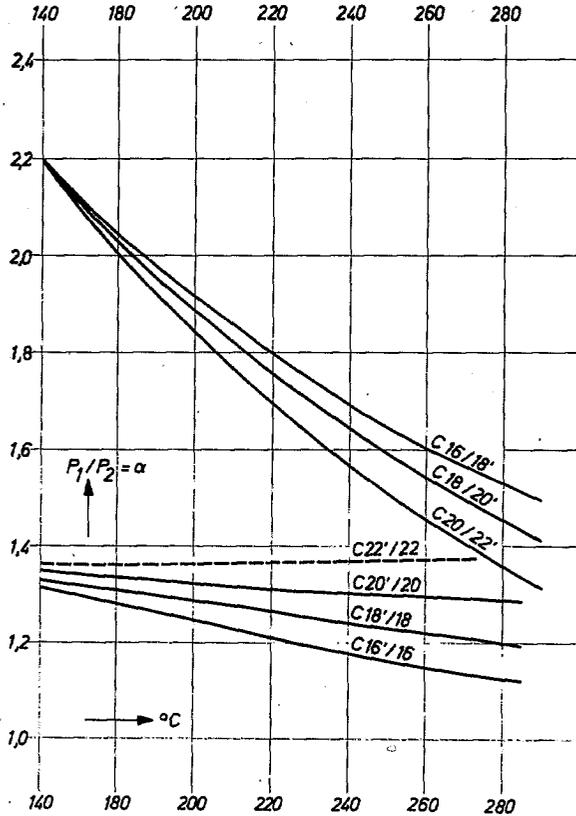


Abb. 1: Temperaturabhängigkeit der Trennfaktoren $P_1/P_2 = \alpha$ für Gemische aus den gesättigten geradzahligen und den um zwei C-Atome größeren einfach ungesättigten Fettsäuren sowie aus den einfach ungesättigten und gesättigten Fettsäuren gleicher C-Zahl im C-Zahl-Bereich von 16-22

Aus den entsprechenden Überlegungen kann man die niedriger siedende Palmitinsäure mit mäßigem Aufwand praktisch vollständig abtrennen. So hat es uns z. B. keine Schwierigkeiten bereitet, die Palmitinsäure nahezu vollständig aus einer ähnlich zusammengesetzten ungesättigten C_{18} -Fraktion einer Baumwollsaatölfettsäure großtechnisch zu entfernen. Die dafür benutzte Kolonne hatte 24 praktische Böden (STAGE, 1971). Bei Rapsfettsäuren kam für die gleiche Aufgabe eine entsprechend niedrig belastete Bodenkolonne mit 20 Radialstromböden geringen Druckverlustes zum Einsatz (STAGE, 1962). Im Hinblick auf die durch die Zusammensetzung bedingten erforderlichen hohen Sumpftemperaturen ist allerdings die Verwendung derartiger Bodenkolonnen nicht empfehlenswert.

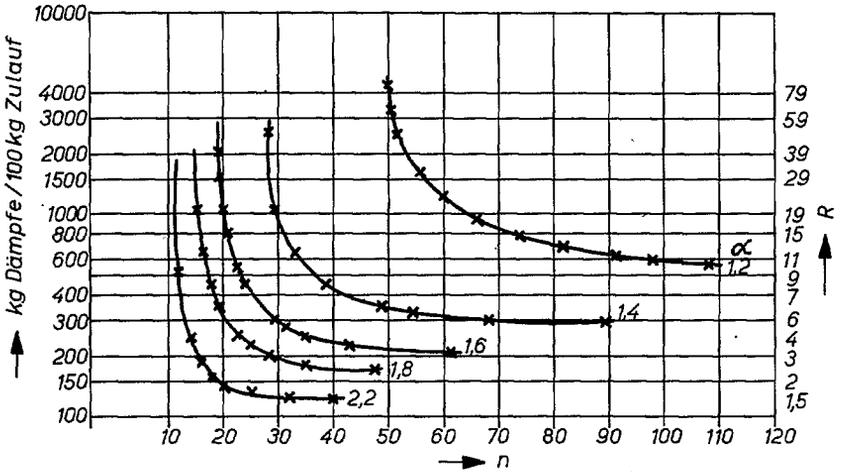


Abb. 2: Einfluß des Trennfaktors α im Bereich von 1,2 bis 2,2 als Parameter auf theoretische Trennstufenzahl (Abszisse) und Rücklaufverhältnis (Ordinate, rechts) bzw. die Dämpfmenge in kg pro 100 kg Zulauf (Ordinate, links) für eine Gemischzusammensetzung von 50 Mol %

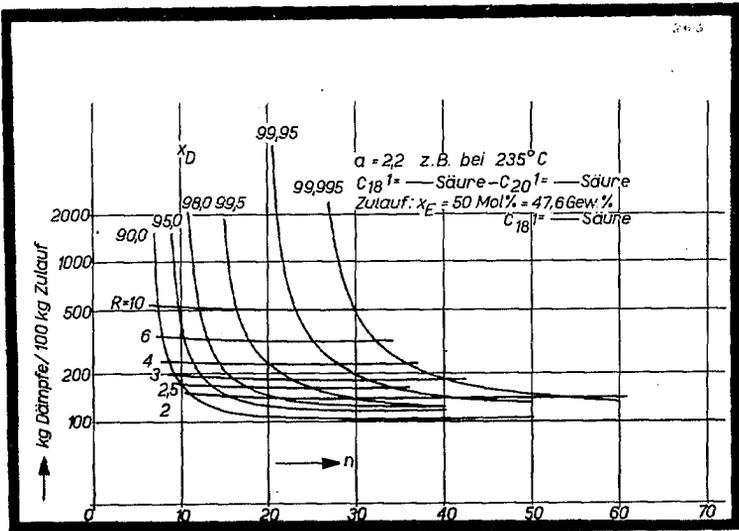


Abb. 3: Einfluß der gewünschten Destillatkonzentration (x_D) als Parameter auf die erforderliche Dämpfmenge in kg pro 100 kg Zulauf als Ordinate und die jeweils zugehörige theoretische Trennstufenzahl n als Abszisse mit gleichen Rücklaufverhältnissen R für das Gemisch Ölsäure-Gadoleinsäure bei 235°C mit $\alpha = 2,20$.

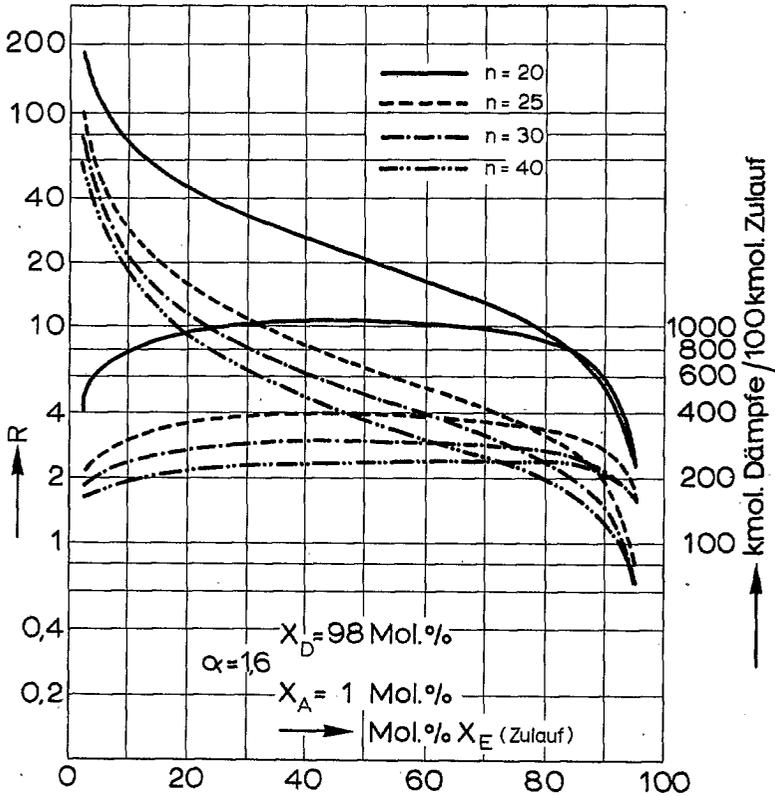


Abb. 4: Abhängigkeit des Rücklaufverhältnisses R (links) bzw. der in der Kolonne aufsteigenden Dampfmenge/100 kg Zulauf (rechts) bei Zugabe mit Siedetemperatur von der Zulaufkonzentration (x_B) für verschiedene Trennstufenzahlen n und Gemische mit einem Trennfaktor α von 1,6 bei Destillat- (x_D) und Ablaufkonzentrationen (x_A) von 98 bzw. 1 %

Ähnlich wie für die Abtrennung der Palmitinsäure von der Ölsäure liegen die Verhältnisse auch für die der Stearinsäure von der Gadoleinsäure. Als konzentrationserniedrigend wirkt sich für die letztere dementsprechend nicht die Stearinsäure, sondern in erster Linie der - meist allerdings noch geringere - Gehalt an der gesättigten Arachinsäure aus. Er beträgt im Schnitt zwischen 0,5 - 0,8 % der Rohsäure (ANDERSSON, 1973). Im Hinblick auf die erwähnten Trennverhältnisse verbleiben jeweils 80 % des gesättigten Anteils bei den ungesättigten Fettsäuren gleicher C-Zahlen. Für die ungesättigten C_{18} - und C_{20} -Fraktionen errechnen sich damit Stearin- bzw. Arachinsäuregehalte von im Mittel 2 bzw. 5 %. Aufgrund dieser Verhältnisse ist es bei entsprechender Mengenaufteilung ohne weiteres möglich, die destillative Auftrennung zwischen den ungesättigten C_{18} - und C_{20} -

Säuren so durchzuführen, daß beide hinsichtlich ihrer C-Zahl in über 95 %iger Reinheit anfallen. Der ungesättigte C₁₈-Schnitt besteht dann nahezu nur aus Öl-, Linol- und Linolensäure. Das Mengenverhältnis zwischen den drei Säuren ist je nach der Art der Rohsäure allerdings merklichen Schwankungen unterworfen (LITCHFIELD, 1971; RAKOW und MCGREGOR, 1973). Hinsichtlich der Jodzahl mit Werten zwischen 160 und 185 ähnelt diese Fraktion destillierten Leinölfettsäuren, für die Jodzahlen von 145 bis über 180 handelsüblich sind.

Im Verhältnis zu den bisher erwähnten Haupt-Destillaten mit 18-22 C-Atomen tritt die hauptsächlich aus Palmitinsäure bestehende Vorlauffraktion wegen ihres geringen Anteils an Bedeutung zurück. Bei dem von uns entwickelten Verfahren fällt sie aber gleichfalls als hochwertige farblose und desodorierte Fettsäurefraktion an, die sich für vielfältige Aufgaben bereits direkt verwenden läßt.

Die hier in den Mittelpunkt gerückten Probleme der Trennung benachbarter, gesättigter und ungesättigter Fettsäuren gleicher oder um 2 niedrigeren bzw. höheren C-Zahlen entfallen, wenn die C-C-Doppelbindungen dieser Rohsäuren durch Hydrierung abgesättigt werden. Unter diesen Verhältnissen sind dann neben der Beseitigung des Rückstandes und der den Hydriergeruch bewirkenden Komponenten nur noch die gesättigten Palmitin-, Stearin-, Arachin- und Behensäuren zu trennen. Die Trennfaktoren α dieser Gemische bewegen sich dann etwa zwischen 2 und 2,2. Unter diesen Verhältnissen lassen sich mit der hier realisierbaren Wirksamkeit von 20 theoretischen Trennstufen für die genannten Säuren Destillatkonzentrationen bis über 98 % erzielen (STAGE, 1971).

3. Die Anforderungen an die Trennanlagen

Gegenüber vielen anderen zur Fraktionierung eingesetzten Säuren, z. B. denen des Kokosöles, zeichnen sich Raps- und die ihnen ähnlichen Rübsenfettsäuren nicht nur durch beträchtlich größere C-Zahlen aus, sondern vor allem durch einen merklich höheren Gehalt an den thermisch wesentliche empfindlicheren ungesättigten Fettsäuren mit ein, zwei und drei Doppelbindungen. Bei der destillativen Fraktionierung derartiger Fettsäuren lassen sich nach unseren langjährigen großtechnischen Erfahrungen (STAGE, 1973) gute Trennergebnisse mit farb- und geruchlich einwandfreien Fettsäuredestillaten nur erzielen, wenn bei der Auslegung und dem Betrieb folgende Punkte beachtet werden:

1. Vollständige Entgasung und Desodorierung im Temperaturbereich zwischen 150 und 180° C bei Kopfdrukken von 100 Torr.
2. Ausschluß jeden Luft- oder Sauerstoffzutritts durch Verwendung entsprechender Bauelemente.
3. Schonendste Filmverdampfung ohne Treibdampf mit Zwangszirkulation und Heizmitteltemperaturen bis 265° C.

4. Kolonnenwirksamkeit, die bei 2 Torr Kopfdruck und 6 Torr Druckverlust mindestens 20 theoretischen Trennstufen entspricht.

Zur Entgasung, Desodorierung und Entwässerung dient die bei 100 Torr Kopfdruck betriebene Fallfilmverdampfungsstufe der Abbildung 5. Der Entgasungs-Filmverdampfer hat eine wirksame senkrechte Länge von 3 m, von der maximal 1,5 m zur vollständigen Entgasung benötigt werden. Darüber hinaus findet mit der Entgasung auch noch eine wirksame Desodorierung statt (STAGE, 1974), bei der die leicht siedenden Geruchsträger, die überwiegend aus den Methyl-Ketonen mit 7-11 Kohlenstoffatomen bestehen, durch eine thermische Konvektionsbewegung entfernt werden. Dabei wird die Austauschwirkung der letzteren durch einen zusätzlichen Wasserdampfstrom in der Dampfphase unterstützt. Dieser Vorgang ist schematisch in Abbildung 6 dargestellt.

Zur Vermeidung von Oxydationsschäden durch Luftzutritt in die heiße Fettsäure infolge Undichtigkeiten sind für Flansche, Ventile und Pumpen besondere Maßnahmen erforderlich. Alle größeren Apparateflansche werden mittels eines Blechbandes gemäß Abbildung 7 dicht geschweißt. Die Verbindung läßt sich durch eine Trennscheibe leicht lösen und anschließend wieder verwenden. Als Armaturen für derartige Anlagen eignen sich nur Ventile mit Faltenbalg, die zur Vermeidung von Undichtigkeiten in die Rohrleitung eingeschweißt werden. Zur Förderung heißer Fettsäuren dienen ausschließlich sogenannte Hermetic-Pumpen oder solche mit magnetischer Kupplung, die beide keine Wellendichtungen aufweisen.

Der Einsatz von Fallfilmverdampfern für derartig thermisch empfindliche Verbindungen ist nur dann sinnvoll, wenn ihre Auslegung so erfolgt, daß der durch den bei der Verdampfung sich bildenden Dampf entstehende Druckverlust stets weniger als 5 % des jeweiligen Sumpfdruckes ausmacht. Wie wir bereits an anderer Stelle darlegten (STAGE, 1973), erfordert dies bei Sumpfdrukken von 10 Torr und niedriger entsprechend kurze Verdampferrohre und gleichzeitig verhältnismäßig große Rohrabmessungen. Wählt man Bypassleitungen gemäß Abbildung 8, so kann man unter diesen Verhältnissen bei Rohrdurchmessern von 70 mm mit Rohrlängen bis zu 3 m arbeiten. Für eine vollständige Rohrwandbenetzung ist zur wirksamen Vermeidung von Dampfüberhitzungen an gegebenenfalls unbenetzten Flächen eine Flüssigkeitszirkulationsmenge in der Größenordnung von $2 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$ erforderlich. Die Flüssigkeitsumlaufmenge und damit letzten Endes ihre Aufenthaltszeit im Verdampfer kann weiter dadurch verringert werden, daß man zwei derartige Filmverdampfer übereinander setzt, wie dies ebenfalls Abbildung 8 zeigt. Zur Vermeidung thermischer Schädigungen sollte die Heizmitteltemperatur 265°C bei Rapsfettsäuren nicht überschreiten.

Der erforderliche geringe Sumpfdruck von 8-10 Torr und die benötigte Kolonnenwirksamkeit von mindestens 20 theoretischen Trennstufen lassen sich mit der von uns entwickelten Streckmetall-Rieselöffnung erzielen. Wesentlich für Wirksamkeit und Druckverlust ist allerdings, daß alle 3-4 m eine Rücklaufsammlung, Mischung und Neuverteilung stattfindet, wobei an diesen Stellen gemäß Abbildung 9 der Kolonnenquerschnitt etwa verdoppelt werden muß. Zur Erzielung der genannten Gesamtwirksamkeit

Abbildung 5: Entgasungs-, Entwässerungs- und Desodorierstufe mit Fallfilmgaser

- | | |
|-------------------------------|-------------------------------|
| 1 Fallfilmverdampfer | 8 Regelventil für Treibdampf- |
| 2 Kopfstück mit Verteilervor- | dosierung |
| richtung für den Zulauf | 9 Rotamesser für Wasserpha- |
| 3 Hauptkondensator | se des Scheiders (5) |
| 4 Abgaskühler | 10 Rotamesser für Fettsäure- |
| 5 Scheidegefäß | Vorlaufphase |
| 6 Wasserringvakuumpumpe | 11 Euroform-Abscheider |
| 7 Umlaufbehälter für (6) | |

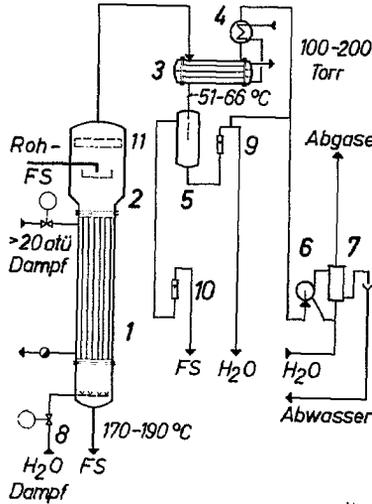


Abbildung 6: Schematische Darstellung des Desodoriervorganges in einem Rohr des Fallfilmgases unter dem Einfluß der Konvektionsheizung in Richtung der Film-Gasgrenze, der Fallbewegung des Filmes und der gegenläufigen Strömung des Treibdampfes

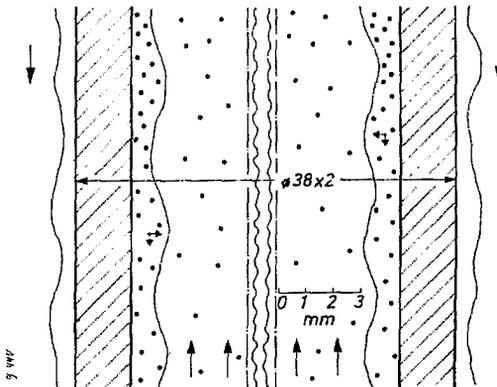


Abbildung 7:

Ausbildung einer über ein Blechband dichtgeschweißten Flanschverbindung

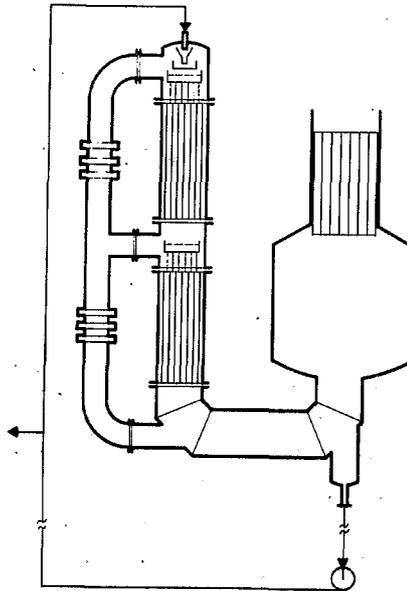
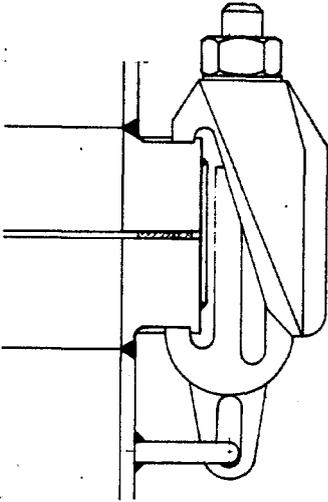


Abbildung 8: Zweistufiger ACV-Fallfilmverdampfer mit Bypassleitung für den Dampf zur Verringerung des Druckverlustes mit Anschluß an eine ACV-Rieselsäule

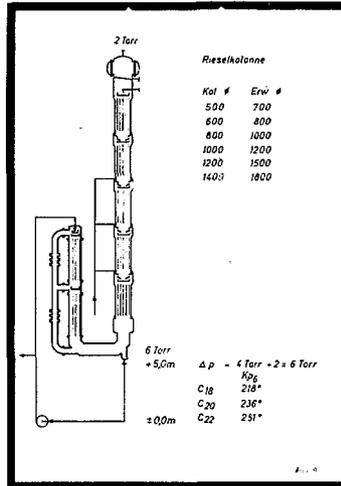


Abbildung 9: Aufbauschema einer ACV-Streckmetall-Rieselsäule mit Rieselpaketen sowie Rücklauf-, Sammel-, Misch- und Verteileranordnung

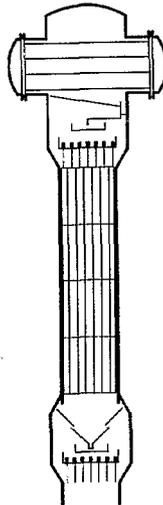


Abbildung 9b: Aufbauschema einer vierstufigen ACV-Anlage zur Aufarbeitung von Rapsölfettsäuren in zweimaligem Durchlauf

benötigt man eine wirksame Einbautenlänge von 16 m mit zusätzlich 5 Sammler- und Verteileranordnungen.

4. Aufbau der ACV-Trennanlagen für Rapsölfettsäuren

Die unter Berücksichtigung dieser Gesichtspunkte entwickelte ACV-Anlage der Abbildung 9b zur Auftrennung von Raps- und Rübsenfettsäuren besteht hiernach neben den Zusatzgeräten aus insgesamt 4 Anlagenteilen, nämlich der Fallfilmentgasungsstufe, 2 Rieselkolonnen mit je 16 m wirksamer Füllung und einem Fallfilmschlußverdampfer. Zur vollständigen Aufarbeitung von Rapsfettsäuren wird diese Anlage zweimal durchfahren. Im ersten Durchgang, der jährlich 5200 Betriebsstunden beansprucht, erfolgt in der ersten Kolonne die Vorlaufabtrennung, in der zweiten die Abnahme eines C_{18}/C_{20} -Schnittes und in der Verdampferstufe die Zerlegung in mindestens 96%ige Erucasäure sowie den Rückstand. Bei einem zweiten Durchgang mit jährlich 2600 Betriebsstunden liefert der vorher gewonnene C_{18}/C_{20} -Schnitt als erstes Destillat eine ungesättigte C_{18} -Fraktion mit über 95%. Die Gadoleinsäure fällt in etwa gleicher C_{18} -Konzentration als Destillat der zweiten Kolonne an. Die nachfolgende Verdampferstufe liefert schließlich in geringer Menge einen zweiten Erucasäureschnitt.

Zur vollständigen Aufarbeitung hydrierter Rohsäuren ist ebenfalls ein zweimaliger Durchgang erforderlich. Bei der ersten Fahrt lassen sich Palmitin- und Stearinsäure als 98%ige Reindestillate der Kolonnen mit Rücklaufverhältnissen von 50 bzw. 2,5 gewinnen. Als Destillat der Geradeausstufe fällt ein Gemisch aus Arachin- und Behensäure an. Für seine Aufarbeitung auf die entsprechenden reinen Säuren werden im zweiten Durchlauf Rücklaufverhältnisse von 10 bzw. 1 benötigt. Da die Rohsäure durchschnittlich ca. 0,8% an C_{24} -Säuren enthält (ACKMANN, 1966), besteht der geringe Sumpfabzug der zweiten Kolonne bei 265°C und 8 Torr aus einem etwa 50%igen Lignocerinsäurekonzentrat, das bei Bedarf als Destillat der Schlußstufe abgezogen werden kann.

Die Evakuierung der Entgasungsstufe bis auf 100 Torr erfolgt meist mittels einer Wasserringpumpe, die mit dem 35- bis 40grädigen Strahlerabwasser zur Kühlung beschickt wird. Zur Vakuumerzeugung in den Kolonnen dient ein Dampfstrahlaggregat mit Boosterstufe, das bis auf 1 Torr zieht. Ein in die Vakuumleitung eingebauter Euroformhochleistungsabscheider übernimmt die Restabscheidung der mechanisch mitgerissenen Fettsäureanteile zu über 99% aus den Kolonnenabgasen. Die demgegenüber geringen, partialdruckbedingten Fettsäuremengen des Abgases werden in zwei wechselseitig betriebenen Kühlfallen soweit herauskondensiert, daß das Strahlerwasser der Einspritzkondensatoren ohne zusätzliche Maßnahmen den heutigen Abwasservorschriften entspricht.

5. Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Zur Beurteilung der Wirtschaftlichkeit dieses Verfahrens sind in Tabelle 1 Betriebsmittel-Verbräuche und -Kosten einer ACV-Anlage zur Verarbeitung

Tabelle 1: Betriebsmittelverbrauch und Betriebsmittelkosten pro t aller gewonnenen Reindestillate von Raps- und Kokosrohensäure einer ACV-Fettsäure-Fraktionieranlage mit Entgasungsstufe, zwei Kolonnen und einer Schluß-Geradeausstufe

	Kosten in DM je Einheit	Verbrauch/t Rapsfettsäure-Destillat in Einheiten	Kosten/t in DM	Verbrauch/t Kokosfettsäure-Destillat in Einheiten	Kosten/t in DM
15-atü-Dampf zur Entgasung	18,00/t	0,148	2,664	0,083	1,494
6-atü-Dampf zur Vakuumherzeugung	18,00/t	0,657	11,826	0,098	1,764
Heizgas (7 600 WE/m ³)	0,10/m ³	138,10	13,310	98,47	9,847
Kühlurmwasser 25° C zur Kondensation und Kühlung	0,10/m ³	56,99	5,699	51,67	5,167
Brunnenwasser 25° C zur Vakuumherzeugung	0,20/m ³	33,00	6,600	4,62	0,924
Brunnenwasser 15° C für Kühlfallen	0,20/m ³	1,64	0,328	1,39	0,278
Elektrische Energie	0,10/kWh	51,50	5,150	29,10	2,910
Steuierluft, ölfrei	0,02/Nm ³	35,30	0,706	23,20	0,464
			46,283		22,848

von jährlich 5200 Tonnen Rapsölfettsäure zusammengestellt und mit denen einer Kokosfettsäurefraktionierung dreifachen Durchsatzes verglichen worden. Der etwa doppelt so hohe Betriebsmittelverbrauch hat seine Ursache vor allem in dem erforderlichen niedrigeren Strahlerdruck von 1 Torr, während man bei der Kokostrennanlage mit 4 Torr auskommt. Außerdem sind entsprechend der schwierigeren Trennaufgabe mit geringeren Trennfaktoren merklich höhere Rücklaufverhältnisse erforderlich. Dagegen steht der günstigere Einkaufspreis des Rapsöles im Vergleich zu Kokosöl sowie die vielseitigeren Verkaufsmöglichkeiten für die Hauptfraktionen, so daß der höhere Betriebsmittelaufwand letzten Endes kaum ins Gewicht fallen dürfte. Bei der heutigen Preissituation macht er weniger als 2 % des Verkaufspreises aus.

Literatur

1. ACKMANN, R. G. (1966):
J. Am. Oil Chem. Soc. 43, 483-486
2. ANDERSSON, G. (1973):
Fette, Seifen, Anstrichm. 75, 7-13
3. APPELQVIST, L. -Å. (1970):
Fette, Seifen, Anstrichm. 72, 783-792
4. APPELQVIST, L. -Å. (1971):
J. Am. Oil Chem. Soc. 48, 851-859
5. ASHLAND CHEMICAL COMPANY (1971):
Akzo Oleo Chemie; Unichema 1971, Bulletin 1168-H-3
6. CRAIG, B. M. (1956):
J. Technol. 34, 335-339
7. CRAIG, B. M., T. M. MALLARD, R. E. WIGHT, G. N. FRUINE and
J. R. REYNOLDS (1973):
J. Am. Oil Chem. Soc. 50, 395-399
8. EARLE, F. R., J. E. PETERS and I. A. WOLFF (1966):
J. Am. Oil Chem. Soc. 43, 330-333
9. GOERING, K. I., R. ESLICK and D. L. BRELSFORD (1965):
Econ. Bot. 19, 251-256
10. GRYNBERG, H., K. CEGLOWSKA (1966):
Szczep. Rev. franc. Corps gras 13, 515-602
11. JURRIENS, G. and L. SCHOUTEN (1965):
Rev. franc. Corps gras 12, 505-510
12. LITCHFIELD, C. (1971):
J. Am. Oil Chem. Soc. 48, 467-472
13. NIEWIADOMSKI, H., B. DROZDOWSKI and W. ZWIERZYKOWSKI (1959):
Fette, Seifen, Anstrichm. 61, 897-899

14. PLOOG, U. und G. REESE (1973):
Chemiker-Ztg. 97, 342-347
15. RAKOW, G. und D. I. MCGREGOR (1973):
J. Am. Oil Chem. Soc. 50, 400-403
16. RUTKOWSKI, A. und H. SCZEPANSKA (1971):
Seifen, Öle, Fette, Wachse 97, 716-718
17. RUTKOWSKI, A. und M. BEDOWICZ (1973):
Seifen, Öle, Fette, Wachse 99, 591-595
18. SIETZ, F. G. (1967):
Fette, Seifen, Anstrichm. 69, 325-328
19. STAGE, H. (1962):
Fette, Seifen, Anstrichm. 64, 218-231
20. STAGE, H. (1971):
Fette, Seifen, Anstrichm. 73, 16-20; 76-87
21. STAGE, H. (1972):
Chem.-Anl. u. Verf. 2, 57-62
22. STAGE, H. (1973 a):
Fette, Seifen, Anstrichm. 75, 160-167; 298-306
23. STAGE, H. (1973 b):
Verfahrenstechnik 7, 64-70
24. STAGE, H. (1973 c):
CZ-Chem. Techn. 2, 254-260
25. STAGE, H. (1974):
Fette, Seifen, Anstrichm. 76, 197-205; 244-260
26. TALLENT, W. H. (1972):
J. Am. Oil Chem. Soc. 49, 15-19
27. YOUNGS, C. G., T. M. MALLARD, B. M. CRAIG und H. R. SALLANS
(1951):
Can. J. Chem. 29, 871-876