

Die Wirkungsweise der Rektifizier- und Destillier- Apparate

mit Hilfe einfacher mathematischer Betrachtungen

dargestellt von

E. Hausbrand

Baurat

Vierte, völlig neu bearbeitete und sehr vermehrte Auflage

Mit 14 Textfiguren, 16 lithographischen Tafeln und 68 Tabellen



Berlin

Verlag von Julius Springer

1921

ISBN-13:978-3-642-89807-5 e-ISBN-13:978-3-642-91664-9
DOI: 10.1007/978-3-642-91664-9

Alle Rechte, insbesondere das der
Übersetzung in fremde Sprachen, vorbehalten.
Copyright 1921 by Julius Springer in Berlin.
Softcover reprint of the hardcover 4th edition 1921

Vorwort zur dritten Auflage.

Diese Auflage ist eine vollständige Umarbeitung des Buches, obgleich fast alle Darlegungen der früheren Auflagen auch jetzt ihr Ansehen behalten. Aber fernere Beschäftigung mit den in jenen behandelten Gegenständen hat doch manche früher noch etwas dunkle Punkte erhellt, manche bis dahin unbekannte Beziehungen und Zusammenhänge aufgedeckt und so weit geführt, daß es gelang, Gleichungen für die Berechnung der Destillierapparate aufzustellen, deren leichte Herleitung, angenehm symmetrische Form und durchsichtige Einfachheit kaum etwas zu wünschen übrig läßt. Mit ihrer Hilfe können nun die Hauptabmessungen aller Apparate zur Trennung von zwei ineinander vollkommen löslichen Flüssigkeiten durch wiederholte Verdampfung gefunden werden. Freilich ist zur nützlichen Verwendung dieser Gleichungen den Erbauern von Destillierapparaten in jedem Falle die Kenntnis der physikalischen Eigenschaften der zu trennenden Stoffe erforderlich. Hier sind wohl noch einige Lücken auszufüllen, denn weder die Verdampfungswärme von Mischdämpfen, noch der Zusammenhang zwischen der Zusammensetzung des Flüssigkeitsgemisches und der des aus ihm entstandenen Dampfes sind für alle Fälle bekannt. Nur einzelne dieser unumgänglich erforderlichen Unterlagen können errechnet werden, für die weitaus meisten ist der Konstrukteur auf die in der Literatur zerstreut veröffentlichten Resultate der Versuche einzelner Forscher angewiesen, die erwünschte Aufklärung brachten. Allein bis jetzt sind solche noch nicht für sehr viele Flüssigkeitsmischungen vorhanden: Eine Anzahl der dem Verfasser erreichbaren sind in den nachfolgenden Blättern zu finden.

Die latente Wärme des aus Flüssigkeitsmischungen entstandenen Dampfes ist unseres Wissens nicht von gar vielen Forschern untersucht worden, und nicht alle sind zu den gleichen Resultaten gekommen. In neuerer Zeit scheint die Ansicht Geltung zu gewinnen, daß die latente Wärme von Dampfgemischen, deren Teile aufeinander nicht einwirken, gleich sei der Summe der latenten Wärme der Komponenten. Dieser Auffassung haben wir uns im folgenden angeschlossen.

Die benutzten Angaben über die Zusammensetzung des Dampfes aus Flüssigkeitsgemischen stammen sowohl aus der Literatur als auch

aus Privatnachrichten wohlgesinnter Freunde, denen ich auch hier für diese danke.

Nachdem im ersten Teil des Buches die Theorie (wenn sie so genannt werden darf) der Destillierapparate entwickelt worden, folgt im zweiten ihre Anwendung auf die Berechnung der Apparate, die zur Trennung einer Anzahl von Mischungen dienen sollen, mit all den Angaben, Resultaten, Tabellen und Zeichnungen, die zur vollkommenen Verdeutlichung fast aller Umstände erwünscht scheinen. Es ist bei dieser Darlegung als Ziel erstrebt, dem Leser volle und leicht erreichbare Aufklärung zu gewähren. Die Zahl der durchgerechneten Mischungen wird hierzu hoffentlich genügen. Ein Mehr hätte den Umfang des Buches wohl zu sehr vergrößert.

Daß auch von Flüssigkeiten absorbierte Gase sich wie aus jenen entwickelte Dämpfe verhalten können, zeigt das Beispiel von Ammoniak und Wasser.

Im allgemeinen sind nur die Apparate zur Trennung von zwei Stoffen behandelt, weil sie die am häufigsten geforderten sind, weil die theoretisch-physikalischen Unterlagen für mehr als zwei Stoffe zumeist noch fehlen und weil die praktische Trennung vieler gemischter Stoffe sich oft als auch eine solche von nur zweien herausstellt. Soviel als angängig schien, ist auch über diese Apparate mitgeteilt.

Bei der Vielfältigkeit der Eigenschaften der behandelten Stoffe, die sich auf Mischungsverhältnisse, spezifische und latente Wärme, Temperatur, Spannung, Wärmeleitung etc. beziehen, würde eine volle Berücksichtigung aller dieser, auch innerhalb der Apparate wechselnden Umstände zu unendlichen Komplikationen und völliger Unübersichtlichkeit führen. Deshalb sind gewisse Vereinfachungen, über die berichtet wird, als erwünscht, ja erforderlich zugelassen worden, was auch deshalb erlaubt schien, weil ihre Wirkungen auf die gewonnenen Resultate wohl so gering sind, daß sie für den praktischen Gebrauch, der immer im Auge behalten ist, keinen störenden Einfluß üben.

Soweit wir wissen, ist bis dahin ein Verfahren zur wirklichen Berechnung der für viele Industrien so wichtigen Destillierapparate noch in keiner Sprache veröffentlicht worden. Vieljährige Beschäftigung mit dem Thema und die außergewöhnlich reiche Gelegenheit zum Studium und zum Sammeln von Erfahrungen im Konstruktionsbureau und der Werkstatt der Firma Heckmann, Berlin haben es dem Verfasser ermöglicht, seine Betrachtungen zu abschließenden Ergebnissen zu führen. Er bleibt diesen Quellen der Erkenntnis immer dankbar.

Berlin, im Dezember 1915.

Der Verfasser.

Vorwort zur vierten Auflage.

Für die vierte Auflage dieses Buches sind mancherlei Vervollständigungen sowohl im Text als auch in den Tabellen vorgenommen worden. So sind außer anderem namentlich auch die Zustände in den einteiligen Blasen der Rektifizierapparate und in den doppelten oder geteilten Blasen der halbkontinuierlichen Destillierapparate eingehend untersucht und festgestellt, welche Mischungsverhältnisse zu bestimmten Zeiten in ihnen herrschen, welchen Wärmearaufwand ihr Betrieb erfordert, und untersucht, ob es vorteilhaft ist, sie während des Abtriebs von Zeit zu Zeit oder ununterbrochen nachzufüllen. — Alle Erörterungen, Beispiele, Tabellen und Tafeln, die sich auf Alkoholwasser-Mischungen beziehen, sind statt der bis dahin dafür verwendeten Gaskurven von Groening oder Sorell nun für die Gaskurve von Hilding Bergströmer umgerechnet, weil diese in guter Übereinstimmung mit den Angaben von Lord Rayleigh, Blacher, Margules, Mendelejeff wohl als die richtigste zu gelten hat. — Ähnliches ist mit Ammoniakwasser nach Untersuchungen von H. Mollier geschehen. — Die Anzahl der ausgerechneten Verstärkungs- und Abtriebssäulen ist vermehrt und auch auf Erzeugnisse anderer als der bisher in Betracht gezogenen Reinheitsgrade und Wärmearaufwände ausgedehnt worden. Neu hinzugefügt sind die Berechnungen der Trennungsapparate für Äthyl- und Methylalkohol, für Stickstoff und Argon, für Wasser und Salpetersäure, da auch für diese die erforderlichen durch Versuche abgefnunden Unterlagen nun vorhanden sind. — Neu ist auch der Abschnitt über die Berechnung der Gaskurve aus den durch Versuche gefundenen Drucken der einzelnen Lösungsteile, nachdem F. Dolejalek das dafür gültige Gesetz gefunden hat. — Durch diese Vermehrung des Texts, der Tabellen, der Tafeln ist das Buch angeschwollen, doch hofft der Verfasser, daß auch das Hinzugefügte manchem von Nutzen sein wird.

Berlin, im Herbst 1920.

Der Verfasser.

	Seite
19. Zusammenstellung der für die Berechnung von Destillierapparaten bestimmten Hauptgleichungen, wenn in diese nicht das Verhältnis $\frac{w}{a} = f$, sondern der Prozentgehalt der Flüssigkeiten und Dämpfe an Leicht-siedendem (a) eingeführt wird	80
20. Trennung von Mischungen aus mehr als zwei Stoffen	83
21. Einzelheiten der Bauausführung der Trennungsapparate	86

Zweiter Teil.

22. Äthylalkohol und Wasser	89
A. Physikalische Eigenschaften	89
B. Wärmeverbrauch der periodischen Alkohol-Rektifizierapparate	93
C. Die erforderliche Anzahl von Böden in den Säulen	95
D. Der Kondensator (Verdichter)	98
E. Zahlenbeispiele für die verzögernde Wirkung mehrerer kleiner Kondensatoren, die statt eines einzelnen über der Säule, zwischen den Böden angeordnet werden	99
F. Zahlenbeispiel dafür, daß bei der Rektifikation ohne Aufkochungen d. h. durch bloße Kondensation (Verflüssigung) die aufeinander folgenden Niederschlagsmengen so klein wie möglich sein müssen	100
G. Ununterbrochene Alkohol-Destillierapparate	100
1. Die Abtriebssäule	100
2. Die Verstärkungssäule steht über der Abtriebssäule	104
3. Die Spiritussäule steht neben der Maischesäule	110
23. Methylalkohol und Wasser	112
A. Physikalische Eigenschaften	112
B. Periodische Rektifizierapparate	114
C. Ununterbrochene Destillierapparate	116
24. Azeton und Wasser	122
A. Physikalische Eigenschaften	122
B. Ununterbrochene Destillierapparate	123
25. Azeton und Methylalkohol	124
26. Äthyl- und Methylalkohol	126
27. Essigsäure und Wasser	126
28. Ameisensäure und Wasser	128
29. Ammoniak und Wasser	129
A. Physikalische Eigenschaften	129
B. Ununterbrochene Destillierapparate	133
30. Stickstoff und Sauerstoff	135
31. Stickstoff und Argon	140
32. Wasser und Salpetersäure	141
33. Berechnung der Gaskurve aus den Teildrücken	141

Dritter Teil.

Tabelle Nr.	(Tabellen.)	
1. Vergleich der von Dan. Tyer gefundenen, mit der nach der Gleichung $C = a\alpha + w\beta$ berechneten Verdampfungswärme von Dampfgemischen		160
2. Äthylalkohol und Wasser. Alkoholgehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe		162
3. Verdampfungs-Flüssigkeits- und Gesamtwärme der Alkohol-Wasser-Mischungen		169

Inhaltsverzeichnis.

Erster Teil.

	Seite
1. Einleitung	1
2. Über die Annahmen, die im folgenden gelten sollen.	2
3. Zusammenstellung der Buchstabenbezeichnungen, die im folgenden angewendet werden	5
4. Erklärung der Vorgänge bei der periodischen Rektifikation	8
5. Vorgänge auf den Säulenböden	14
6. Der Kondensator (Verdichter)	21
7. Ist es vorteilhaft, statt eines Verdichters über der Säule deren viele, und zwar zwischen je zwei Böden einen anzuordnen?	27
8. Soll die Säule gegen Wärmeausstrahlung geschützt werden, oder ist es besser, sie unbedeckt zu lassen?	31
9. Kann aus einem Dampfgemisch nur durch Verflüssigung ohne Aufkochung das Leicht siedende abgetrennt werden?	33
10. Soll der gesamte Rücklauf aus dem Verdichter auf den obersten Säulenboden geleitet werden, oder ist es vorteilhafter, den Rücklauf getrennt, etwa nach seiner Qualität, auf mehrere Böden zu verteilen?	35
11. Einiges vom Abtrieb der Blasenfüllung periodischer Rektifizierapparate	
A) Gehalt des Blasenrestes	35
B) Rücklaufwärmebedarf während des Verlaufs eines ganzen Abtriebes	
C) Rücklaufwärmebedarf bei Nachfüllung	40
12. Das mittlere Verhältnis $f_{R, \text{mittel}}$ des Rückstandes und des Dampfes $f_{d, \text{mittel}}$ beim Abtrieb von Alkohol-Wassermischungen	42
13. Zweiteilige Blasen.	44
14. Die kontinuierlichen Destillierapparate oder ununterbrochene Trennung	47
15. Die Verstärkungssäule steht über der Abtriebssäule	49
16. Die erforderliche Anzahl von Aufkochungen oder Böden in den Säulen	
A. In der Verstärkungssäule	64
B. In der Abtriebssäule	67
17. Die Verstärkungssäule steht neben der Abtriebssäule	71
18. Allmähliche Verdampfung und allmähliche Verdichtung (Verflüssigung) von Flüssigkeits- und Dampfgemischen	75
A. Allmähliche Verdampfung.	75
a) Wenn der gesamte erzeugte Dampf mit dem Rest in Berührung bleibt.	75
b) Wenn der entwickelte Dampf jeden Augenblick vom Rest ganz getrennt wird	76
B. Allmähliche Verdichtung	79

Inhaltsverzeichnis.

IX

Tabelle Nr.	Seite
4. Nachdem 5÷99% des Leicht siedenden der ursprünglichen Blasenfüllung als Erzeugnis von 95% Gew. entfernt sind, enthält der Blasenrest noch PR% an Leicht siedendem	170
5. Alkoholgehalt des Blasenrestes im Hundert, wenn nur noch 10÷1 kg Alkohol darin enthalten sind	172
6. Mittleres Verhältnis von Flüssigkeit und Dampf bei Blasenabtrieben	
7. Mittleres Verhältnis des Dampfes, wenn Blasenfüllungen um je 5% ihres Alkoholgehalts vermindert werden.	174
8. Mittleres Verhältnis des Restes und mittlere Rücklaufwärme beim Abtrieb von 50÷0,052% Gew.	176
9. Alkoholgehalt des Blasenrestes im oberen Teil einer zweiteiligen Blase, wenn er abgelassen wird	177
10. Alkoholgehalt im oberen Blasenteil zweiteiliger Blasen	178
11. In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme	179
12. Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen für 50÷90%	180
13. Dasselbe für 91,46% Sprit	182
14. Dasselbe für 94,6% Sprit	184
15. Verstärkende Wirkung des Kondensators (Verdichters)	186
16. Bodenzahl der Verstärkungssäulen, wenn in ihnen Wärme entzogen wird und wenn dies nicht der Fall ist	186
17. Verschiedenes Endresultat, wenn aus 100 kg Alkoholdampf ein Teil in 6 oder 2 Stufen niedergeschlagen wird	189
18. In Abtriebssäulen erforderlicher Wärmeaufwand	190
19. Alkoholgehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	191
20. Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem Einlaufboden M.	193
21. Ein flüssiges Alkohol-Wasser-Gemisch wird in Stufen verdampft	194
22. Ein Alkohol-Wasser-Dampfgemisch wird in Stufen niedergeschlagen	196
23. Methylalkohol und Wasser. Alkoholgehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	197
24. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	202
25. Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen.	203
26. Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem Einlaufboden M.	204
27. Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen	205
28. Ein flüssiges Methylalkohol-Wassergemisch wird in Stufen verdampft	206
29. Ein Methylalkohol-Wasser-Dampfgemisch wird in Stufen niedergeschlagen	208
30. Azeton und Wasser. Azetongehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	209
31. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	214
32. Azetongehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	215
33. Azetongehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	216
34. Azeton und Methylalkohol. Azetongehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	217
35. In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme	222
36. Azetongehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	223
37. Azetongehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	224
38. Umwandlung von Maßprozenten in Gewichtsprocente von Äthylalkohol	225
39. Äthyl- und Methylalkohol	226
40. Verstärkungssäulen	230

Tabelle Nr.	Seite
41. Abtriebssäulen	231
42. Wasser und Essigsäure. Wassergehalt der Flüssigkeiten und des aus ihnen entstehenden Dampfes	232
43. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	237
44. Wassergehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	238
45. Wassergehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	239
46. Wasser und Ameisensäure. Wassergehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	240
47. In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme	243
48. In Abtriebssäulen erforderliche Wärme	243
49. Wassergehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	244
50. Wassergehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	245
51. Ammoniak und Wasser. Ammoniakgehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	246
52. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	248
53. Ammoniakgehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	249
54. Ammoniakgehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	250
55. Ammoniakgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem Einlauf- boden M	251
56. Gewicht und Volumen von 1 kg Luft, Sauerstoff und Stickstoff	252
57. Stickstoff und Sauerstoff. Stickstoffgehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	253
58. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	258
59. Stickstoffgehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	259
60. Stickstoffgehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	259
61. Stickstoff und Argon. Stickstoffgehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	260
62. In Verstärkungs- und Abtriebssäulen erforderliche Wärme	263
63. Stickstoffgehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	264
64. Stickstoffgehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	265
65. Wasser und Salpetersäure. Wassergehalt der Flüssigkeiten und der aus ihnen entstehenden Dämpfe	266
66. In Verstärkungssäulen erforderliche Wärme	268
67. Wassergehalt auf jedem Boden der Verstärkungssäulen	269
68. Wassergehalt auf jedem Boden der Abtriebssäulen	270

Erster Teil.

1. Einleitung.

Die Trennung von Flüssigkeitsgemischen durch wiederholte Verdampfung wird in der Industrie im großen Umfange ausgeführt und die für diese Zwecke erforderlichen Apparate bilden einen erheblichen, oft den wichtigsten Teil manches chemischen Betriebes.

Obgleich die Kenntnis der Vorgänge in diesen Apparaten sowohl für diejenigen, welche solche Apparate betreiben, als auch für die Ingenieure, die sie bauen wollen, von Wichtigkeit ist, so ist doch unseres Wissens noch keine andere einigermaßen vollständige Darstellung aller in ihnen wirkenden Ursachen und deren Folgen erschienen. Dies kann zum Teil daher rühren, daß die zu betrachtenden Vorgänge in den Apparaten auf den ersten Blick verwickelter erscheinen, als sie es in Wirklichkeit sind, zum Teil daher, daß die physikalischen Festwerte für eingehende rechnende Erörterungen nur für sehr wenige im Gebrauch befindliche wichtige Stoffe bekannt sind und in der Literatur zerstreut waren. Erst in neuerer Zeit sind sie für einige Mischungen mit erfreulicher Sicherheit festgestellt worden.

Freilich gut benutzbare Formeln, mit deren Hilfe die Zusammensetzung der Dämpfe, die aus siedenden Flüssigkeitsgemischen von bestimmter Zusammensetzung aufsteigen, berechnet werden kann, sind noch nicht gefunden. Wir sind in dieser Beziehung wohl noch auf die Ergebnisse von Versuchen der Forscher angewiesen, deren für eine Anzahl von Flüssigkeitsgemischen sehr schöne bekannt geworden sind und es ist wohl zu hoffen, daß nach und nach fast alle Wünsche in dieser Hinsicht werden erfüllt werden.

Auch die Frage nach der Verdampfungswärme von Dampfgemischen ist lange Zeit hindurch unbeantwortet geblieben und hat erst in neuester Zeit, nach mancherlei verschiedenen Erklärungen¹⁾, durch zuverlässige Versuche, wenigstens für Dämpfe aus Stoffen, die aufeinander nicht chemisch einwirken, eine, wie es scheint, ziemlich

¹⁾ Gustav Witt, Archiv f. Mathem., Astr. u. Physik d. Akademie Stockholm 1912, Bd. 7. Fenner u. Ridetmeyer, Phys. Revue 1905, 20, S. 77—85. Dolezalek, Zeitschr. f. physik. Chem. 1910, 71, S. 191.

befriedigende Lösung gefunden. Glücklicherweise ist in den früheren Auflagen dieses Buches die Verdampfungswärme, soweit sie hier verwendet wird, schon in der gleichen nun wohl als richtig anzusehenden Weise bestimmt worden. Es wird sich denn auch hoffentlich im Nachstehenden zeigen, daß die für den vorteilhaftesten Betrieb günstigsten Hauptabmessungen der Apparate für alle Stoffe, deren physikalische Eigenschaften durch die belohnten Mühen der Forscher genau genug bekannt sind, auf Grund der gefundenen Anschauung auch berechnet werden können.

Die Absicht geht dahin, in den nachfolgenden Blättern eine Theorie der Apparate für die Trennung von Flüssigkeitsgemischen durch Destillation zu geben, nicht aber Einzelheiten der Herstellung zu besprechen, obgleich auch diese Dinge ja für die Herstellung, Bedienung und Wirkung der Apparate von erheblicher Wichtigkeit sind. Vielleicht können an anderer Stelle die durch Verschiedenheit der zu verwendenden Baumaterialien, Spannungen, Temperaturen, Mischungsverhältnisse, Heizmittel usw. bedingten oder erwünschten Einzelheiten behandelt werden. Hier würde, unserer Ansicht nach, ein Eingehen hierauf das Interesse nur zersplittern.

Zuerst soll nun eine allgemeine Erklärung der Vorgänge in den Apparaten, eine Betrachtung über die Gewichte und Bewegungen der Dämpfe und Flüssigkeiten, sowie über die theoretisch zuzuführende und abzuführende Wärme, dann die Herleitung der für deren Berechnung erforderlichen einfachen Formeln vorgeführt und endlich soll die Anwendung dieser Gleichungen für die Berechnung von Apparaten zur Trennung einer Anzahl von Flüssigkeitsmischungen gezeigt werden.

2. Über die Annahmen, die im folgenden gelten sollen.

(Taf. 1.)

In den folgenden Betrachtungen werden immer die folgenden Annahmen maßgebend sein:

1. Es wird immer ein Gemisch von nur zwei Flüssigkeiten, die ineinander unbegrenzt löslich sind, vorgestellt.
2. Die Flüssigkeiten und Dämpfe werden immer als auf ihrem Siedepunkt angenommen, wenn nicht ausdrücklich etwas anderes gesagt ist.
3. Die Verdampfungswärme (latente Wärme) der aus einem siedenden Flüssigkeitsgemisch aufsteigenden Dämpfe wird immer gleich der Summe der latenten Wärmen der einzelnen Dämpfe gesetzt.

Diese schon früher vom Verfasser gemachte Annahme scheint nach den Untersuchungen Daniel Tyrers¹⁾ für Dämpfe, die aufeinander

¹⁾ Dan. Tyrer, Journ. of the chemical Society 1911, Sept., S. 1633 und 1912, Jan., S. 81 und 1912, Juni, S. 1104. Tyrer kommt zu dem Schluß, daß

nicht einwirken, der Wahrheit zu entsprechen. Um diese Ansicht zu stützen, setze ich die kleine Tabelle 1 hierher, die in den mit T bezeichneten Spalten 3 und 7, die von Dan. Tyrer durch Versuche gefundenen und mitgeteilten Verdampfungswärmen der Dampfgemische angibt und in den mit H bezeichneten Spalten 4 und 8 die Ergebnisse der Gleichung:

$$C = a \cdot \alpha + w \cdot \beta \quad (1)$$

in der a und w die Gewichte, α und β die Verdampfungswärmen der einzelnen Dampfkomponenten bedeuten. Es ist eine recht gute Übereinstimmung der beiden Spalten zu erkennen, trotzdem daß für die mit den gemeinsamen (je nach der Zusammensetzung schwankenden) Siedetemperaturen veränderlichen Verdampfungswärmen in der Tabelle nur immer die gleiche latente Wärme jedes Einzelstoffes (die seiner atmosphärischen Siedetemperatur) angenommen ist, weil sie für andere Temperaturen nicht immer bekannt war.

Die von Tyrer gefundenen und in der Tabelle 1 wiedergegebenen zusammengehörigen Dampf- und Flüssigkeitszusammensetzungen sind auch durch das Diagramm Tafel 1 verdeutlicht. Die Abszisse gibt den Gehalt v. H. an Leichtesiedendem in der Flüssigkeit, die Kurven zeigen auf den Ordinaten den Gehalt der Dämpfe daran.

4. Die Verdampfungswärme aller Flüssigkeiten ändert sich mit dem Druck, unter dem ihre Dämpfe stehen und dieser ist nicht in allen Teilen der Apparate der gleiche (denn er ist oben ein wenig geringer als unten, ebenso wie die Temperatur), daher ist es auch die Verdampfungswärme nicht. Bei den späteren Zahlenrechnungen wird aber, der Einfachheit wegen, angenommen, daß diese Druckunterschiede die latente Wärme nicht ändern. In der Tat ist die Änderung ganz unerheblich.
5. Mit der Zusammensetzung der Dampfmischungen ändert sich natürlich ihre latente Wärme. Diese Änderung wird allemal berücksichtigt, wie es die Gleichung 1 angibt. Allein die Ver-

für gegenseitig indifferente Dämpfe die latente Wärme ihrer Gemische auch der Troutonschen Regel $\frac{LM}{T} = \text{Konstant}$ folge. In dieser ist das Molekulargewicht:

$$M = \frac{100}{\frac{C}{M_a} + \frac{100 - C}{M_b}}$$

M_a und M_b sind die Molekulargewichte der Einzelstoffe a und b. C ist der Prozentgehalt der Komponente a in der Mischung. L_a und L_b sind die Verdampfungswärmen der Einzelstoffe bei ihren absoluten Siedetemperaturen T_a und T_b .

$$\frac{LM}{T} = \frac{1}{2} \frac{L_a M_a}{T_a} + \frac{1}{2} \frac{L_b M_b}{T_b} .$$

dampfungswärmen α und β der Einzelstoffe, die sich auch wohl mit den Veränderungen der Siedetemperatur der Mischung ändern, ist als gleichbleibend angenommen worden, hauptsächlich weil ihre Änderung nicht für alle Stoffe hinreichend bekannt war und ferner weil sonst die Rechnung über die Maßen verwickelt würde. Übrigens ist auch diese Vernachlässigung tatsächlich unerheblich, namentlich wenn die atmosphärischen Siedetemperaturen der Einzelstoffe nicht um viele Grade voneinander abweichen, denn es handelt sich hier immer darum Ergebnisse zu gewinnen, die bei der Herstellung der Apparate verwendet werden können, nicht um rein theoretische Erörterungen.

6. Die latente Wärme von Dampfgemischen, deren Einzelkomponenten aufeinander chemisch einwirken, ist wahrscheinlich nicht die Summe der einzelnen latenten Wärmen. Allein da diese Fälle, soweit bekannt ist, noch unerforscht geblieben, ist im folgenden, um Willkürlichkeiten zu vermeiden, auch für sie die Gültigkeit der Troutonschen Regel angenommen.
7. Aus einem Flüssigkeitsgemisch entwickelt sich immer ein Dampfgemisch, dessen Zusammensetzung ganz von dem der Flüssigkeit abhängt. Jede siedende Flüssigkeitsmischung hat ein ihr zugehöriges Verhältnis der über ihr schwebenden Dämpfe. Das Verhältnis, in dem die Zusammensetzung der siedenden Flüssigkeit zu der des entwickelten Dampfes steht, beruht natürlich auf physikalischen Gesetzen, deren Untersuchung sich viele hervorragende Physiker gewidmet haben. Allein es ist noch nicht gelungen, diese Beziehungen durch eine handliche Formel, die für viele Flüssigkeiten Gültigkeit hat, auszudrücken. Im allgemeinen enthalten die Dämpfe stets in Hundert mehr vom Leicht siedenden als die Flüssigkeit. Leicht siedendes wird das bei niedrigerer Temperatur Siedende genannt und mit L bezeichnet¹⁾. Schwersiedendes wird das bei höherer Temperatur Siedende genannt und mit S bezeichnet.

Stellt man sich das Gewicht F eines siedenden Flüssigkeitsgemisches mit dem Gewicht D des über ihm schwebenden Dampfgemisches vor, so kann dieser Zustand entstanden sein entweder dadurch, daß aus dem Flüssigkeitsgemisch $F + D$ das Gewicht D verdampft wurde oder dadurch, daß aus dem Dampfgemisch $F + D$ das Gewicht F niedergeschlagen wurde. In beiden Fällen müssen die Zusammensetzungsverhältnisse von F und D die gleichen sein. Die zweite Entstehungsweise des Zustandes hat man die Dephlagmation und Kondensation (besser Verdichtung) genannt.

¹⁾ Es gibt Ausnahmen davon. Bei manchen Mischungen ist es bei gewissen Zusammensetzungen umgekehrt.

6

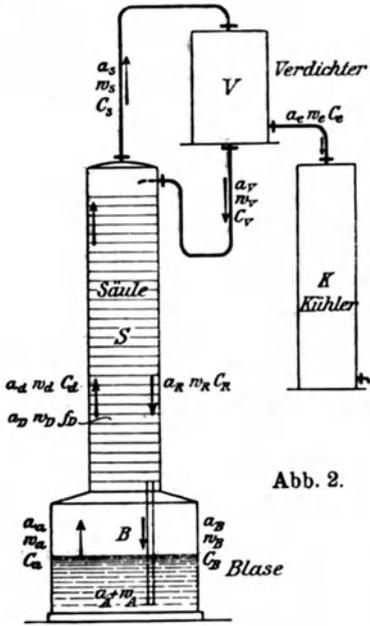


Abb. 2.

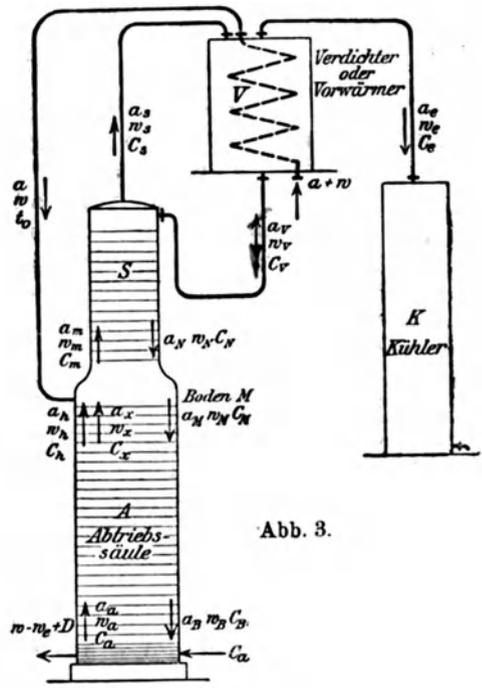


Abb. 3.

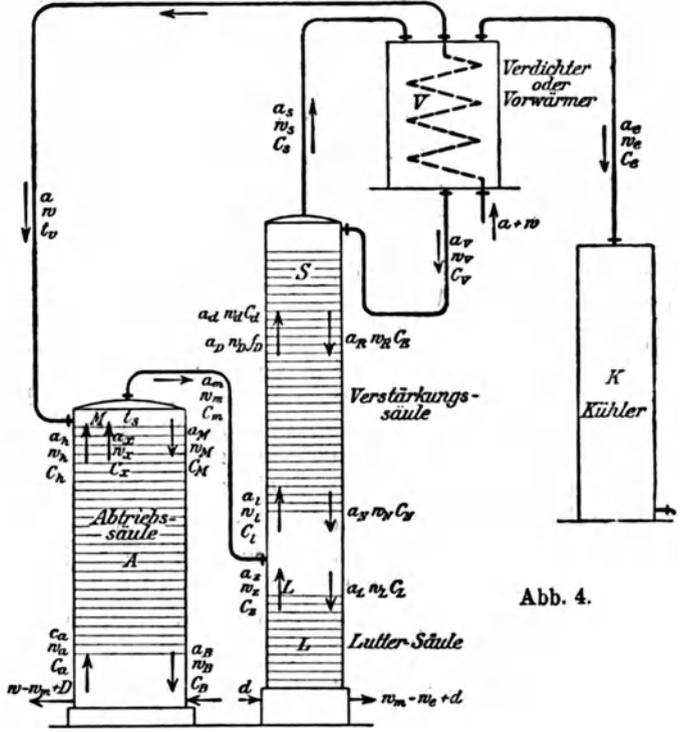


Abb. 4.

Schematische Darstellung der Apparate mit Angabe der Stellen, für welche die Buchstabenbezeichnungen gelten.

Zur Bezeichnung der Stelle der Apparate, auf die sich die jeweiligen Angaben beziehen, dienen Indizes (Zeiger): Große Buchstaben als Zeiger bedeuten, daß sich die Angaben ursprünglich auf eine Flüssigkeit, kleine Buchstaben als Zeiger bedeuten, daß sich die Angaben ursprünglich auf Dampf beziehen. Wenn sich eine Flüssigkeit in Dampf verwandelt, so werden die großen Buchstaben der Zeiger in kleine verändert.

Es bedeuten:

a	e	m	n	o	w	f	t	C	Das Gewicht (a, e, m, n, o, w) — das Verhältnis (f) — die Temperatur (t) — die Wärme (C)
a_a	e_a	m_a	n_a	o_a	w_a	f_a	C_a		der in den Apparat eingeführten Mischung, des Dampfes aus der Blase oder dem Unterteil der Abtriebssäule,
a_B	e_B	m_B	n_B	o_B	w_B	f_B	C_B		des Rücklaufs in die Blase,
a_D	e_D	m_D	n_D	o_D	w_D	f_D	C_D		der Flüssigkeit auf einem beliebigen Boden der Säulen,
a_d	e_d	m_d	n_d	o_d	w_d	f_d	C_d		des Dampfes aus dieser Flüssigkeit, der Ursprungsflüssigkeit von a_e und w_e ,
a_e	e_e	m_e	n_e	o_e	w_e	f_e	C_e		des Dampfes aus dem Verdichter (des Erzeugnisses),
								C_g	den gesamten Wärmeaufwand,
a_h	e_h	m_h	n_h	o_h	w_h	f_h	C_h		des Dampfes für die Erwärmung der Flüssigkeit auf dem Boden M,
a_L	e_L	m_L	n_L	o_L	w_L	f_L	C_L		der Flüssigkeit auf dem obersten Boden (L) der Luttersäule,
a_l	e_l	m_l	n_l	o_l	w_l	f_l	C_l		des Dampfes aus dieser Flüssigkeit,
a_M	e_M	m_M	n_M	o_M	w_M	f_M	C_M		der Flüssigkeit auf dem obersten Boden (M) der Abtriebssäule,
a_m	e_m	m_m	n_m	o_m	w_m	f_m	C_m		des Dampfes aus dieser Flüssigkeit,
								C_o	die in der Verstärkungssäule aufzuwendende Nachwärmung,
a_N	e_N	m_N	n_N	o_N	w_N	f_N	C_N		der Rücklaufflüssigkeit aus dem untersten Boden der Verstärkungssäule,
								C_K	Kühlwärme des Erzeugnisses.
a_R	e_R	m_R	n_R	o_R	w_R	f_R	C_R		der Rücklaufflüssigkeit von einem beliebigen Boden der Säulen,
								C_{st}	der Strahlungsverlust des Apparats,
								C_{tv}	die zur Vorwärmung aufgewendete Wärme,
								C_u	die in der Abtriebssäule aufzuwendende Nachwärmung,
a_s	e_s	m_s	n_s	o_s	w_s	f_s	C_s		des Dampfes oben aus der Verstärkungssäule,
a_v	e_v	m_v	n_v	o_v	w_v	f_v	C_v		der Rücklaufflüssigkeit aus dem Verdichter,
								t_v	die Temperatur der vorgewärmten Flüssigkeit,
a_x	e_x	m_x	n_x	o_x	w_x	f_x	C_x		des Dampfes der (neben dem zur Erwärmung der Flüssigkeit) von unten auf den Boden M steigt,
a_z	e_z	m_z	n_z	o_z	w_z	f_z	C_z		des Dampfes, der von unten auf den Boden L steigt.

Der leichteren Übersicht wegen sind in die Abbildungen 2, 3, 4, die vielfältig vorkommende Formen von Destillierapparaten darstellen, an den betreffenden Stellen die Buchstabenbezeichnungen eingetragen.

4. Erklärung der Vorgänge bei der diskontinuierlichen (periodischen) Rektifikation oder ununterbrochenen Trennung.

(Abb. 2 und 5.)

Es werden hier zunächst die nicht ununterbrochen sondern mit Unterbrechung arbeitenden Rektifizier-Apparate besprochen. Ein solcher Apparat besteht im wesentlichen aus der Blase B, die die gesamte zu trennende Mischung aufnimmt und in der sie so viel als erforderlich auch verdampft wird, ferner aus der Verstärkungssäule (Säule) S, die die Trennung der Stoffe bewirkt, sodann aus dem Kondensator (Verdichter, Verflüssiger, Dephlegmator)¹⁾ V, dessen Zweck es ist, einen Teil der aus der Säule empfangenen Dämpfe niederzuschlagen und wieder in die Säule zurück zu schicken, endlich aus dem Kühler K, der das als Dampf gewonnene Erzeugnis zu verflüssigen und zu kühlen hat.

Aus dem in die Blase gefüllten Flüssigkeitsgemisch entwickeln sich Dämpfe, die i. H. reicher an dem leichtsiedenden Stoff sind, als die Flüssigkeit, aus der sie stammen. Diese Dämpfe steigen in der Säule empor, verdichten sich in der Flüssigkeit jedes Bodens und entwickeln dann hierdurch aus dieser Flüssigkeit andere an Leichtsiedendem noch reichere Dämpfe.

Wenn etwaige Wärmeverluste hinweggedacht werden, so muß natürlich das emporsteigende Dampfgewicht durch seine Verdichtung auf jedem Boden an die auf ihm siedende Flüssigkeit die gleiche Wärmemenge abgeben und bewirken, daß die nun aus jedem dieser Böden entstehenden (zwar verschieden zusammengesetzten) neuen Dämpfe auch untereinander gleiche Wärmemengen enthalten. Die Wärmeinhalte aller auf den einzelnen Böden erzeugten Dämpfe sind dann untereinander gleich. Auch die von den einzelnen Böden herabfließenden und auf jedem anders zusammengesetzten Flüssigkeiten (die Rückläufe) müssen deshalb untereinander alle die gleiche Verdampfungswärme darstellen, nämlich diejenige, welche dem Dampf in dem Kondensator (Verdichter) entzogen worden ist und die um den Betrag der Wärme des Produktes (Erzeugnisses) C_e kleiner als die in die Blase geführte ist.

$$C_a = C_d = C_s = C_v + C_e = C_R + C_e = C_B + C_e \quad (2)$$

¹⁾ Die Bezeichnung dieses Apparatteils als Dephlegmator stammt aus der französischen Spiritusindustrie und ist unrichtig, wie die hier vorgetragene Darstellung zeigt.

Der aus dem obersten Boden der Säule in den Verdichter strebende Dampf ($C_s = C_a = C_a$) enthält nur noch wenig vom Schwersiedenden. Ein Teil dieses Dampfes eilt zum Kühler als gewonnenes Erzeugnis (C_e), der andere Teil und meistens der größere (C_v), wird niedergeschlagen und fließt als an Leicht siedendem reiche Flüssigkeit auf den obersten Boden der Säule und weiter herab.

Auf jedem Boden gibt der Rücklauf einen Teil seines Leicht siedenden an die aufsteigenden Dämpfe ab und nimmt dafür von ihnen das Äquivalent an Schwersiedendem auf.

Endlich fließt die Masse vom untersten Säulenboden in die Blase in einer Zusammensetzung, die nicht zu weit von der der Flüssigkeit in der Blase verschieden sein soll. Im Laufe des Abtriebes ändert sich natürlich die Zusammensetzung des Blaseninhalts und des Rücklaufs. Wenn im Verdichter der gesamte aus der Säule aufsteigende Dampf niedergeschlagen wird, so muß er als Flüssigkeit wieder in die Blase zurückkehren. Die Zusammensetzung des Rücklaufs in die Blase kann also höchstens gleich, niemals besser (d. h. nicht reicher an Leicht siedendem) sein als der aus der Blase steigende Dampf.

Andererseits aber kann der Rücklauf in die Blase niemals schlechter (d. h. nicht ärmer an Leicht siedendem) sein, als die Flüssigkeit in der Blase, denn die aufsteigenden Dämpfe müßten sogleich eine Flüssigkeit anreichern, die schwächer als die wäre, aus der sie stammen.

Zwischen diesen beiden Grenzen kann die Zusammensetzung des Rücklaufs in die Blase schwanken. Sein Gehalt an Leicht siedendem in Hundert kann im höchsten Fall fast gleichkommen dem des aus der Blase aufsteigenden Dampfes — er muß aber wenigstens dem der Flüssigkeit in der Blase gleichen.

Was von dem aus der Säule steigenden Dampf nicht in den Kühler geht, muß im Verdichter verflüssigt in die Säule und in die Blase zurück. Je geringer das Gewicht dieses Niederschlags ist, desto geringer ist auch der Wärmeverbrauch des Apparates. Diejenigen Apparate erfordern also den geringsten Wärmearaufwand, deren Rücklaufgewichte für ein bestimmtes Erzeugnisgewicht am kleinsten ist und dies findet statt, wie hier vorweg ausgesprochen werden mag, unter sonst gleichen Umständen bei den Säulen mit den meisten Böden. Es ist versucht worden, durch die Abb. 5¹⁾ die Vorgänge im Apparat bildlich darzustellen und zu diesem Zweck ist der hinaufsteigende Dampf und die herabsteigende Flüssigkeit so in einzelne Teile zerlegt gedacht, daß die gegenseitigen Beziehungen möglichst klar werden.

¹⁾ Die Buchstabenbezeichnungen dieser Abb. 5 sind etwas abweichend von denen der anderen Abbildungen (2 bis 4) und kommen nur für die Gleichungen 3 bis 21 in Betracht.

Man erkennt bei der Betrachtung dieser Abb. 5 wie beim Aufstieg das Leichtsiedende a von Boden zu Boden an Menge zunimmt, das Schwersiedende w dagegen abnimmt und wie beim Rücklauf das Umgekehrte stattfindet.

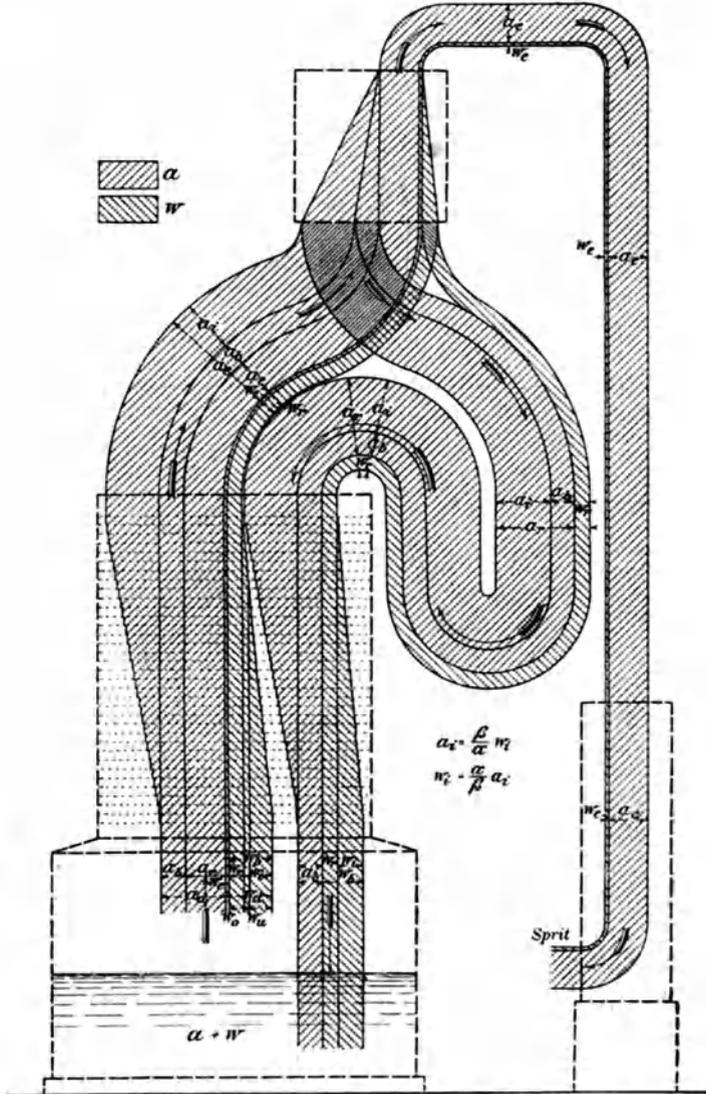


Abb. 5. Bildliche Darstellung der Dampf- und Flüssigkeitsbewegungen in einem Rektifizierapparat.

Aus dem Flüssigkeitsgemisch $a + w$ in der Blase, dessen Verhältnis $\frac{w}{a} = f$ ist, muß sich ein Dampf $a_d + w_d$ entwickeln, dessen Verhältnis $\frac{w_d}{a_d} = f_d$ naturgemäß von dem Verhältnis f bestimmt wird.

Dieses ganze Dampfgemisch $a_d + w_d$ kann man sich aber aus mehreren Teilen zusammengesetzt denken. Zunächst muß es enthalten die Menge $a_e + w_e$, die als Erzeugnis schließlich in den Kühler geht. Das Gewicht $a_d + w_d$ muß aber außer w_e noch soviel von dem Stoff w mit sich führen, daß sein Verhältnis zu a_e gleich f_d wird. Dieses zusätzliche Gewicht sei $= w_o$, dann ist:

$$\frac{w_e + w_o}{a_e} = f_d \quad (3)$$

so ergibt sich $w_o = a_e f_d - w_e$ (4)

Es steigt also zunächst der Dampf $a_e + w_e + w_o$ aus der Blase auf, doch nur das Gewicht $a_e + w_e$ verläßt endgültig den Apparat, also muß w_o wieder in die Blase zurückkehren. Wir wissen aber, daß der Rücklauf in die Blase nicht aus dem Stoff w allein bestehen kann, sondern, daß er von dem Stoff a noch soviel mit sich zurückführen muß, daß die Zusammensetzung in Hundert des Rücklaufs wenigstens gleich der Zusammensetzung der Blasenfüllung (f), höchstens gleich der des aus ihr aufsteigenden Dampfes (f_d) ist.

Um mit dem w_o in die Blase zurückkehren zu können, muß daher innerhalb von $a_d + w_d$ auch noch ein gewisses Gewicht a_b dampfförmig aufsteigen. Nun kann aber a_b wieder nicht allein emporgehen. Es muß vielmehr auch noch mit sich nehmen vom Stoffe w so viel, als zur Bildung des Verhältnisses f_d nötig ist, nämlich w_u . So folgt:

$$\frac{w_u}{a_b} = f_d \quad \text{und} \quad \frac{w_o + w_u}{a_b} = f_b \quad (5)$$

und hieraus durch Subtraktion:

$$\frac{w_o}{a_b} = f_b - f_d \quad (6)$$

$$a_b = \frac{w_o}{f_b - f_d} \quad (7)$$

Aus den Gleichungen (4) und (7) ergeben sich nun sogleich, wenn $w_o + w_u = w_b$ genannt wird:

$$w_b = a_b f_b \quad (8)$$

$$C_b = a_b \cdot \alpha + w_b \cdot \beta \quad (9)$$

$$a_d = a_e + a_b \quad (10)$$

$$w_d = w_e + w_b \quad (11)$$

$$C_d = a_d \cdot \alpha + w_d \cdot \beta \quad (12)$$

Zur Bestimmung der übrigen Größen führt folgende Betrachtung.

Wenn angenommen wird, daß die Säule durch Ausstrahlung keine Wärme verliert, so bleibt der Wärmegehalt der aufsteigenden Dämpfe von unten bis oben der gleiche; denn es wird ihnen nichts hinzugefügt und nichts von ihnen entnommen. Also ist:

$$C_d = C_s = a_s \cdot \alpha + w_s \cdot \beta \quad (13)$$

Aus dem Verdichter geht ein Teil des Dampfes in den Kühler, das ist das Erzeugnis (das Produkt) $a_e + w_e$ und dessen Wärme ist:

$$C_e = a_e \alpha + w_e \beta \quad (14)$$

Dem zweiten größeren Teil des Dampfes, der in den Verdichter strömt, wird seine latente Wärme darin entzogen und er dadurch verflüssigt. Er bildet den Rücklauf. Dieser Wärmeverlust ist gleich:

$$C_r = a_r \alpha + w_r \beta \quad (15)$$

Der Rücklauf hat, indem er die Säule durchfließt, um endlich in die Blase zurückzufallen, unterwegs keine Gelegenheit, Wärme aufzunehmen oder zu verlieren; wenn dieser Rücklauf nun auch auf seinem Wege seine Zusammensetzung sehr ändert, indem er von seinem Leichtesiedenden an den aufsteigenden Dampf abgibt und dafür im Verhältnis von $\alpha : \beta$ Schwersiedendes von ihm aufnimmt, so bleibt doch die Wärmemenge, die er zur Verdampfung nötig hatte, von Anfang bis zu Ende die gleiche. Daher ist:

$$C_r = C_b = a_r \alpha + w_r \beta \quad (16)$$

Wenn der Rücklauf $a_r + w_r$ Siedetemperatur hat, so muß sein Verhältnis $\frac{w_r}{a_r} = f_r$ in dem bestimmten naturgesetzlichen Zusammenhange mit dem über ihm schwebenden Dampf $a_e + w_e$ und dessen Verhältnis $\frac{w_e}{a_e} = f_e$ stehen. Da f_e bekannt ist, so ist, wie oben angeführt, auch f_r bekannt. Durch Versuche gefundene Tabellen müssen hier aushelfen. Man findet also a_r und w_r aus:

$$\frac{w_r}{a_r} = f_r \quad C_b = a_r \alpha + w_r \beta \quad (17)$$

$$a_r = \frac{C_b}{\alpha + f_r \beta} \quad \text{oder} \quad \frac{C_r}{\alpha + f_r \beta} \quad (18)$$

$$w_r = f_r a_r$$

Endlich ist:

$$a_s = a_e + a_r \quad (19)$$

$$w_s = w_e + w_r$$

$$C_s = C_d = C_b + C_e = C_r + C_e \quad (20)$$

Aus diesen 20 Gleichungen, die zum Teil eine aus der anderen folgen, kann man alle angeführten Größen berechnen, wenn außer den physikalischen Eigenschaften der zu verarbeitenden Stoffe bekannt sind:

1. Die Zusammensetzung der Blasenfüllung $\frac{w}{a}$.
2. Die Leistung des Apparats in bestimmter Zeit: $a_e + w_e$.
3. Die Zusammensetzung des Rücklaufs in die Blase f_R oder statt 3.
- 3b. Die den Dämpfen im Kondensator (Verdichter) entzogene Wärme C_V .

Wir wissen schon, daß die Zusammensetzung des Rücklaufs in die Blase schwanken kann zwischen f und f_a , ohne die Wirkung des Apparats zu ändern, daß aber der Wärmeverbrauch des Apparats ganz wesentlich von dieser Zusammensetzung abhängt.

Der gesamte Wärmeverbrauch eines Apparats von bestimmter Leistung ist nach Gleichung 20

$$C_a = C_B + C_e$$

und da $C_e (= a_e \alpha + w_e \beta)$ für eine bestimmte Leistung unveränderlich ist, so kann C_B nur kleiner werden, wenn C_B kleiner wird.

Es ist

$$C_B = a_R \alpha + w_R \beta = a_B \alpha + w_B \beta$$

oder da:

$$w_B = a_B f_b$$

ist, folgt:

$$C_B = a_B (\alpha + f_b \beta)$$

C_B wird also um so kleiner, je geringer das Gewicht von a_B und je kleiner das Verhältnis $\left(\frac{w_B}{a_B}\right)$ ist.

Ein Rektifizierapparat braucht für eine bestimmte Leistung um so weniger Wärme, je mehr sich die Zusammensetzung des Rücklaufs in die Blase $\left(\frac{w_B}{a_B} = f_b\right)$ derjenigen des Blaseninhalts $\left(\frac{w}{a}\right)$ nähert.

Man kann dieses Ideal in der Wirklichkeit nicht erreichen, weil hierzu — wie durch Späteres noch deutlicher werden wird — außerordentlich hohe Säulen gehören würden, allein beim Bau dieser Apparate ist doch auf diesen Punkt sehr zu achten.

Betrachten wir nochmals die Abb. 5, so sehen wir aus der Blase aufsteigen:

1. den Dampf $a_e + w_e$, der die Säule, den Verdichter und den Kühler durchströmt, um den Apparat endgültig zu verlassen. Er stellt das Erzeugnis (Produkt) vor.

2. Den Dampf w_r , der die Säule von unten nach oben durchwandert, im Verdichter niedergeschlagen wird, um sie als Rücklauf mit a_r zusammen wieder zu betreten.

3. Den Dampf w_i , der auf dem Wege durch die Säule niedergeschlagen wird, dafür aber sein Äquivalent a_i entwickelt. Dies a_i wird im Verdichter verflüssigt und während des Hinabgehens in der Säule durch den aufsteigenden Dampf w_i wieder verdampft.

4. Den Dampf a_r , der die Säule durchströmt, im Verdichter niedergeschlagen wird und mit w_r ($= w_r + w_i$) zusammen in die Blase zurückkehrt.

5. Vorgänge auf den Säulenböden.

(Abb. 6.)

Wie bekannt, setzen sich die von den Säulenböden aufsteigenden Dämpfe zusammen:

1. aus denjenigen Dämpfen, die den Apparat endgültig verlassen $a_e + w_e$, diese bleiben auf allen Böden von unten bis oben unverändert;

2. aus denjenigen Dämpfen, welche neben den zu 1 genannten aufsteigen, und die, im Verdichter niedergeschlagen, den Rücklauf $a_v + w_v$ bilden. Diese Dämpfe ändern sich von Boden zu Boden. Auf jedem Boden geben sie etwas Schwersiedendes an den Rücklauf, der von diesem Boden fließt, ab, und nehmen dafür etwas Leichtsiedendes von dem auf diesen Boden kommenden oberen Rücklauf an, so daß ihre Verdampfungswärme dabei dieselbe bleibt $= C_B = C_R = C_V$.

Die beistehende Abb. 6 soll diesen Vorgang bildlich darstellen; man sieht, wie an den Stellen I, II, III, IV das aufsteigende a_z zunimmt, das w_z aber abnimmt und wie der Rücklauf dafür ebensoviel von seinem a_r verliert und an w_r gewinnt.

Man kann sich die Vorgänge auch folgendermaßen vorstellen:

Auf jedem Boden verflüssigt sich von dem aufsteigenden Gemenge die Begleitung von $a_e + w_e$ vollkommen und fließt dann als Rücklauf von diesem Boden nach unten. Der Dampf $a_e + w_e$ bleibt ganz unberührt.

Die durch diese Verflüssigung auf jedem Boden frei werdende Wärme genügt gerade, um allen Rücklauf, der von oben auf diesen Boden kommt, zu verdampfen und das neue Gemisch dringt mit $a_e + w_e$ zusammen auf den nächst höheren Boden. Dort wird dieses wieder ganz verdichtet, entwickelt einen neuen Dampf und läßt den heraufgenommenen Rücklauf von diesem höheren Boden wieder auf den tieferen herabfließen.

Der Rücklauf, der von einem Boden herabströmend auf dem nächst tieferen ankommt, wird hier vollkommen verdampft und steigt als Dampf mit dem Erzeugnis $a_e + w_e$ zusammen auf den nächst höheren Boden, um dort verflüssigt zu werden und wieder als Rücklauf hinabzugehen.

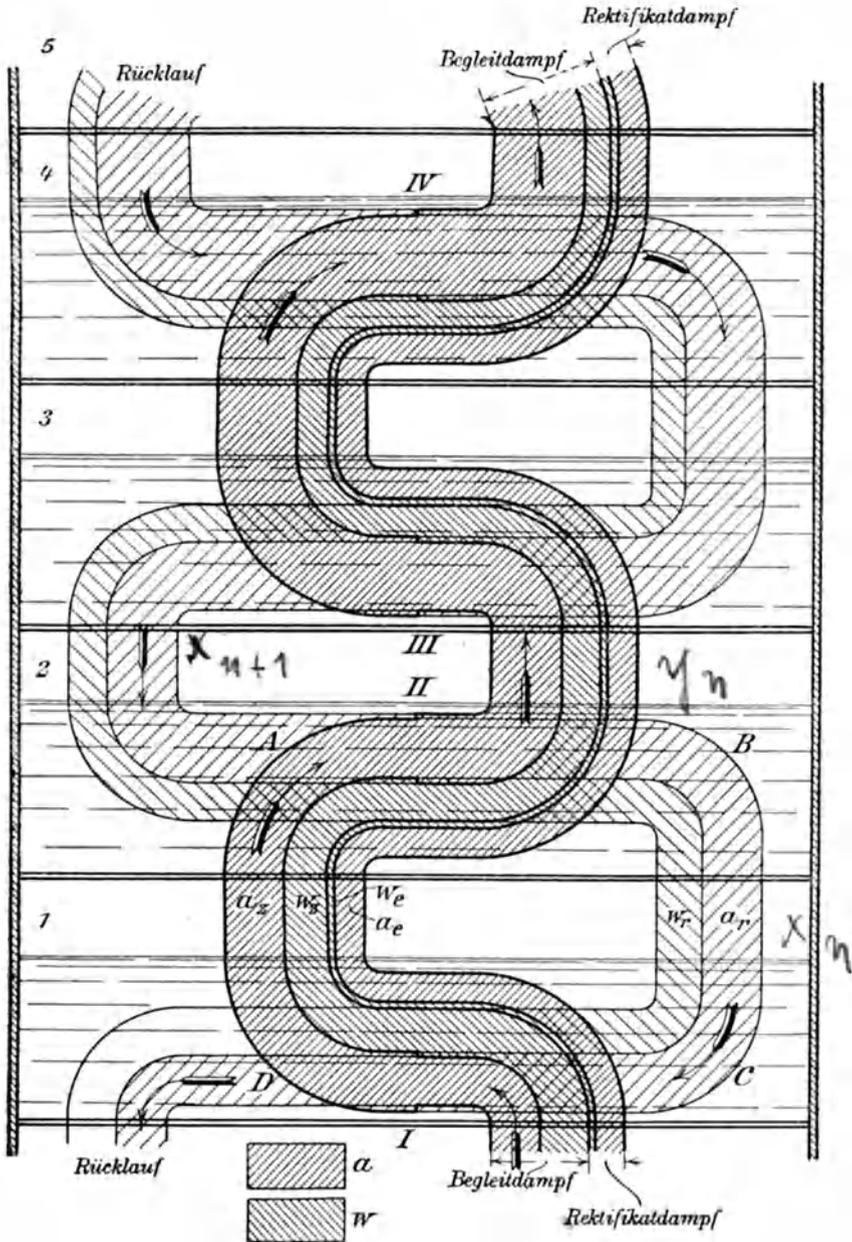


Abb. 6. Bildliche Darstellung der Dampf- und Flüssigkeitsbewegungen in der Säule eines Rektifizierapparats.

Man kann an den Linien A, B, C, D der Abb. 6 diesen Kreislauf verfolgen und man erkennt, wie der gleichbleibende Dampfstrom des Rektifikats $a_o + w_o$ von einem Boden zum anderen geleitet wird von einem Dampf $a_z + w_z$, der, in der Flüssigkeit des nächsten Bodens sich verflüssigend, einen neuen Begleiter erweckt, selbst aber auf den darunter liegenden Boden zurückkehrt, um seinen Dienst als Begleitdampf wieder zu beginnen.

Jeder Begleitdampf vollführt zwischen je 2 Böden einen Kreislauf, ohne seine Zusammensetzung zu ändern, aber die sich ablösenden Begleitdämpfe verändern, verbessern sich nach oben hin.

Die Menge und Zusammensetzung des auf einen Boden fließenden Rücklaufs ist genau gleich der Menge und Zusammensetzung des Dampfes, der von diesem Boden mit dem Rektifikatdampf $a_o + w_o$, als dessen Begleiter, aufsteigt. Je größer das Gewicht des auf einen Boden fließenden Rücklaufs im Verhältnis zum Gewicht des Rektifikatdampfes ist, um so weniger unterscheidet sich (in Hundert) der gesamte von diesem Boden aufsteigende Dampf vom Rücklauf.

Nun steht aber die Zusammensetzung des gesamten aus einem Boden aufsteigenden Dampfes ($a_o + w_o + a_z + w_z$) zur Zusammensetzung des Rücklaufs von demselben Boden ($a_r + w_r$) in dem öfter erwähnten, naturgesetzlichen Zusammenhange.

Hieraus folgt unmittelbar, daß der Unterschied in der Zusammensetzung der Rückläufe zweier übereinander liegender Böden um so größer ist, je größer deren Menge im Verhältnis zum Erzeugnisdampf ist, oder was dasselbe bedeutet, die Zunahme des Gehalts (in Hundert) der Dämpfe an Leicht siedendem von einem Boden zum anderen wächst mit dem Gewichtsverhältnis von Rücklauf zu Erzeugnisdampf.

Je mehr Rücklauf für eine bestimmte Menge Erzeugnis gebildet wird, desto weniger Böden braucht die Säule zu haben, aber ein desto größerer Wärmeverbrauch ist auch nötig, denn der Rücklauf muß als Dampf die Blase verlassen.

Man erkennt also auch durch diese Überlegung, was schon auf Seite 9 ausgedrückt wurde, daß die Säulen um so billiger arbeiten, je mehr Böden sie haben, weil sie dann mit wenig Rücklauf auskommen, daß aber auch niedrige Säulen gute Leistungen geben können, allerdings auf Kosten des Wärmeverbrauches, weil sie sehr viel Rücklauf brauchen.

Unter sonst gleichen Umständen ist der Dampfverbrauch der Säulen etwa proportional dem Gewichte des Rücklaufs.

Nachdem nun durch das Vorhergehende alle Vorgänge, die sich in der Blase und in der Säule abspielen, klar geworden sind, ist es leicht einzusehen, daß für den Dampf in der Blase nach Abb. 5 die Gleichung gilt:

$$\frac{w_e + w_b}{a_e + a_b} = f_d \quad (21)$$

oder nach Abb. 2

$$\frac{w_e + w_B}{a_e + a_B} = f_a$$

Es ist auch offenbar, daß, wenn mit a_R , w_R , f_R , C_R ganz allgemein: Gewicht, Verhältnis und Verdampfungswärme des Rücklaufs von einem beliebigen Boden einer Säule bezeichnet werden, und wenn ferner a_d , w_d , f_d Gewicht und Verhältnis des Dampfes, der in diesen Boden von unten strömt, genannt wird, daß dann für diesen beliebigen wagerechten Schnitt zwischen zwei Böden die Gleichung gilt (Abb. 2):

$$\frac{w_e + w_R}{a_e + a_R} = f_d \quad (22)$$

oder zwischen dem obersten Boden und dem Verdichter

$$\frac{w_e + w_V}{a_e + a_V} = f_c. \quad (22a)$$

Wird diese Gleichung (22) etwas umgeformt, so entsteht:

$$\begin{aligned} w_e + w_R &= a_e f_d + a_R f_d \\ a_e f_e + a_R f_R &= a_e f_d + a_R f_d \\ a_R (f_R - f_d) &= a_e (f_d - f_e) \\ a_R &= \frac{a_e (f_d - f_e)}{f_R - f_d}. \end{aligned} \quad (23)$$

Da nun:

$$a_R \alpha + w_R \beta = C_R = a_R (\alpha + f_R \beta)$$

und

$$a_R = \frac{C_R}{\alpha + f_R \beta}$$

ist, so folgt:

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_R \beta)}{f_R - f_d}. \quad (24)^1$$

Diese einfache Gleichung gibt nun in der Tat allen erwünschten Aufschluß über die Zustände in den Säulen. Sie lehrt die im Verdichter zu entziehende Rücklaufwärme (C_V) bestimmen, die erforderlich

¹⁾ Für den Raum zwischen Verdichter und Säule lautet die Gleichung:

$$C_V = \frac{a_e (f_s - f_e) (\alpha + f_V \beta)}{f_V - f_c}. \quad (25)$$

Für den Raum zwischen Säule und Blase:

$$C_B = \frac{a_e (f_a - f_e) (\alpha + f_B \beta)}{f_B - f_a}, \quad (26)$$

wobei $C_V = C_R = C_B$ sein muß.

ist, um aus einem Dampfgemisch vom Verhältnis f_d ein bestimmtes Gewicht an Leicht siedendem a_e vom bestimmten Verhältnis f_e (Reinheit, Gehalt in Hundert) zu erzielen, wenn dabei der Rücklauf das Verhältnis f_R haben soll, oder sie gibt an, welche Werte f_d und f_R haben können, wenn zur Erzielung des Erzeugnisses $a_e + w_e$ die Verdampfungswärme des Rücklaufs C_R aufgewendet werden soll.

Wir wissen schon aus früherem, daß der Wärmearaufwand (auf die Gewichtseinheit des Erzeugnisses von bestimmter Zusammensetzung bezogen) aus einer Mischung von bestimmtem Gehalt am kleinsten ist, wenn das Verhältnis des Rücklaufs f_R gleich dem der Flüssigkeit ist, aus der sich der Dampf f_a entwickeln muß. Das zeigt natürlich auch diese Gleichung (24). Denn wenn f_R wächst, so wird zwar auch der Zähler des Bruches größer, allein der Nenner wird es in noch höherem Maße. Man muß sich also bemühen, die Verstärkungssäulen so einzurichten, daß sie sich dieser Wirkung nähern, daß also der Gehalt des Rückflusses in die Ursprungsflüssigkeit dem der Ursprungsflüssigkeit möglichst nahe kommt. Allerdings wird sich später zeigen, daß zur vollen Erreichung dieses Zieles oft soviel Böden erforderlich wären, daß aus praktischen Gründen eine möglichste Annäherung genügen muß. Denn es ist ja offenbar, daß mit abnehmender Rückflußmenge auch der Fortschritt in der Verstärkung des Dampfes, hinsichtlich seines Gehalts an Leicht siedendem, von Boden zu Boden abnehmen muß.

Die Gleichung (24) lehrt auch den geringsten noch möglichen Gehalt an Leicht siedendem des Dampfes f_a kennen (und natürlich auch den seiner Ursprungsflüssigkeit), aus dem ein gewisses Gewicht (a_e) an Leicht siedendem vom Verhältnisse (f_e) durch eine bestimmte Rückflußwärme (C_R) noch gewonnen werden kann.

Natürlich kann die Gleichung (24, 25, 26) auch zur Berechnung des Verhältnisses $\frac{w_e}{a_e} = f_e$, d. h. des höchst erreichbaren Gehalts in Hundert des Erzeugnisses $a_e + w_e$ aus der Mischung $a_R + w_R$ (mit dem Verhältnis f_R) vermittelt des Wärmearaufwandes $C_R + C_e$ (oder $C_B + C_e$ oder $C_V + C_e$) dienen, endlich auch, wenn alle Verhältnisse $f_B, f_a, f_s, f_e, C_B, C_R, C_V$ gegeben sind, zur Feststellung des damit zu gewinnenden Gewichts am Erzeugnis: ($a_e + w_e$).

Es zeigt sich dabei, daß im allgemeinen zur Erzielung eines bestimmten Gewichtes an hochgrädigem Erzeugnis (Produkt) ($a_e + w_e$) um so mehr Wärme C_R gebraucht wird, je ärmer an Leicht siedendem (je schwächer) die Ursprungsflüssigkeit und folglich der Dampf f_a ist. Allerdings gilt dies nicht für alle Flüssigkeitsgemische und Mischungsverhältnisse, denn das ununterbrochene Wachsen des Wärmebedürfnisses für den Rücklauf mit abnehmendem Gehalt der Ursprungsflüssigkeit ist gebunden daran, daß der Unterschied in der Zusammen-

setzung von Flüssigkeit und zugehörigem Dampf einigermaßen gleich bleibe, aber bei sehr vielen, vielleicht den meisten Mischungen verändert sich dieser Unterschied in weiten Grenzen, z. B. bei Äthylalkohol, Methylalkohol, Aceton usw. Er kann bei armen Mischungen derselben Stoffe groß, bei mittleren klein und bei reichen wieder groß werden. Dies wird sich bei der Behandlung der einzelnen Stoffe später deutlich zeigen. Für die praktische Ausführung der Rektifikation muß natürlich sowohl beim Bau der Apparate als auch bei der Führung des Betriebes hierauf Rücksicht genommen werden. Im allgemeinen trifft es zu, daß bei der Trennung von Flüssigkeitsmischungen in unterbrochen arbeitenden Apparaten der erforderliche Wärmeaufwand mit dem abnehmenden Gehalt an Leichtsiedendem in der Blase steigt und zwar gegen das Ende hin in sehr erheblichem Maße. Denn da dem Blaseninhalt ununterbrochen Leichtsiedendes in mehr oder weniger reinem Zustande als Erzeugnis entführt wird, muß sein Gehalt daran und der des aus diesem entwickelten Dampfes daran immer ärmer werden, folglich der Wärmeaufwand C_a für das gleiche Gewicht an Erzeugnis steigen.

Die Grundlage der vorhergehenden Anschauung und Darstellung ist die, daß der von unten in die Flüssigkeit eines Bodens tauchende Dampf sich in dieser vollkommen niederschlägt (verflüssigt), was er ja gewiß kann, weil die Flüssigkeit immer ein wenig kälter als er selbst ist, und auch tun muß, wenn die Berührungsfläche zwischen einströmendem Dampf und Flüssigkeit hinreichend groß ist. Diese Berührungsfläche wird gebildet durch die Dampfblasen in der Flüssigkeit, durch den aus ihr entstehenden Schaum, durch die aus ihr emporgeschleuderten Tropfen und Bläschen. Wir finden es durch Überlegung und wissen aus vielfältiger Beobachtung, daß sich über der siedenden Bodenflüssigkeit eine wallende, wirbelnde, schäumende Schicht bildet, die eine Mischung von Flüssigkeit und Dampf darstellt und eine ungemein große Berührungsfläche zwischen beiden hervorbringt. Der Dampf muß zur Erzielung dieser Wirkung gut verteilt in die Flüssigkeit treten. Auch mit einiger Geschwindigkeit, die aber gewisse Grenzen nicht überschreiten darf, damit nicht von einem Boden zum anderen Flüssigkeit mitgerissen wird. Jeder Boden soll vollkommene Verflüssigung des eintretenden Dampfes und gänzlich neue Erzeugung von ganz neuem Dampf bewirken.

Es mag wohl der Wunsch erklärlich sein, die Wirkung der Verstärkungssäulen dadurch zu vergrößern, daß die üblicherweise nur auf jedem Boden, also mit begrenzter Wiederholung stattfindende Verwandlung von Dampf in Flüssigkeit und umgekehrt, gleichsam ununterbrochen eingerichtet wird, etwa durch Herstellung einer sehr großen durch Kugeln, Prismen, Tetraëder, durch Draht künstlich gebildeten Oberfläche, über die die Flüssigkeit in dünner Schicht herab- und an

der der Dampf hinaufströmt. Aber es erscheint schwierig, wenn nicht unmöglich, durch mechanische Mittel eine so große, von Dampf berührte (und darauf kommt es an) Oberfläche zu erzeugen, wie sie sich durch die Blasen, Tropfen und Nebel so leicht ohne weitere Hilfe bildet und wohl noch schwieriger die große Oberfläche auch immer mit Flüssigkeit befeuchtet zu erhalten, weil hierzu alle Mittel fehlen.

Selbst der Wunsch, den Widerstand in der Säule durch solche Künstlichkeit zu verringern, wird sich kaum erfüllen, denn die große Verengung des Querschnitts durch die Einbauten, der häufige Richtungswechsel und die vielfache Reibung verursachen, daß tatsächlich der Widerstand solcher Säulen keineswegs geringer, sondern eher größer als der der Säulen mit Tauchböden ist. Der Dampfdruck in den üblichen Säulen ist etwa gleich der Summe der zu durchdringenden Flüssigkeitsschichten, braucht also keineswegs groß zu sein, auch sind Vorteile eines um ein kleines geringeren Druckes nie gezeigt worden.

Oberflächensäulen können nur in seltenen Ausnahmefällen begründete Anwendung finden. Auch der gemachte Vorschlag, durch besondere künstliche innere Einrichtungen der befürchteten Entmischung der Dämpfe und Gase zu begegnen, hat keine wirkliche Grundlage.

Eine Lagerung der Dämpfe und Gase etwa entsprechend ihrem spezifischen Gewicht ist nie beobachtet worden und sie kann es auch nicht sein, denn sie würde in Widerspruch mit bekannten Naturgesetzen stehen.

Daß richtig gebaute Kapselsäulen so arbeiten, wie es beschrieben wurde, kann daraus erkannt werden, daß die an ihnen beobachtete Wirkung mit der vorher berechneten übereinstimmt, wenn für die Berechnung die zuverlässige Kenntnis der physikalischen Eigenschaften der zu trennenden Stoffe zur Verfügung stand. Ihre Leistung erreicht die theoretisch mögliche so nahe, wie es mechanischen Mitteln überhaupt möglich ist. Ähnliches ist von Oberflächensäulen wohl nicht nachweisbar.

Am Anfange, zu Beginn des Betriebes, enthält jeder Apparat Luft, die, sobald die Dampfentwicklung bei Siedetemperatur in Gang kommt, schnell herausgeblasen wird. Denn gesättigter Dampf von atmosphärischer Spannung leidet keine Luft in seinem Raum. Die ganz geringe, etwa aus der behandelten Flüssigkeit im Laufe ihrer Verarbeitung entweichende Luftmenge ist im Verhältnis zum entwickelten Dampfgewicht so gering und mit ihm so innig gemischt, daß es kaum irgendwo in die Erscheinung tritt. Luftablagerungen auf den Böden und dadurch verursachte schlechte Wirkungen der Säulen, die erst durch besondere Einrichtungen verbessert werden müßten, gibt es nicht.

Das an den Luftröhren der Kühler von Destillier- und Rektifizierapparaten oft bemerkte Einströmen und Ausströmen von Luft hat

nicht in heimlichen Luftansammlungen auf den Säulen seinen Grund, sondern in der nie vollkommen gleichmäßigen Dampf- und Wasserzuführung in den Kühler, wodurch die vollkommene Verflüssigung des Dampfes bald etwas früher, bald etwas später eintritt. Die hierdurch schwankende Größe des Luftraums im Kühler verursacht diese Luftbewegung.

6. Der Verdichter (Kondensator).

Der Verdichter ist dazu bestimmt, einen erheblichen Teil des aus der Säule in ihn tretenden Dampfes niederzuschlagen, damit er als Rücklauf in jene zurückströme; den Rest des Dampfes aber soll er in den Kühler entlassen, aus dem er als fertiges Erzeugnis (Rektifikat) abfließt. Selbst wenn die niedergeschlagene Flüssigkeit und der übrig gebliebene Dampf genau die gleiche Zusammensetzung behielten, die der Dampf, aus dem sie beide stammen, hatte, so muß dennoch die Säule gut wirken, weil ja der Rücklauf auch dann den höchsten erreichten Gehalt an Leichtesiedendem besitzt. Zurückgeflossen auf den obersten Boden der Säule muß er wieder einen Dampf von höchstem Gehalt an Leichtesiedendem erzeugen. In der Tat verhält es sich auch oft fast so, denn wenn die Säule schon so vollkommen gearbeitet hat, daß der für das gerade behandelte Flüssigkeitsgemisch erreichbare höchste Grad der Trennung erreicht ist (wenn auf ihrem obersten Boden Flüssigkeit und Dämpfe fast gleiche Zusammensetzung haben), so bleibt dem Verdichter nicht mehr die Möglichkeit weiterer Trennung. In Wirklichkeit findet im Verdichter meistens noch eine ganz geringe Verstärkung des Erzeugnisses statt, die allerdings so klein sein kann, daß sie praktisch nicht leicht festzustellen ist. Wird aber durch eine Rektifikationssäule nur eine unvollkommene Trennung herbeigeführt, so daß der in den Verdichter gelangende Dampf noch ziemlich viel vom Schwersiedenden enthält, so bewirkt auch der Verdichter noch eine sehr bemerkbare Verstärkung, die ja an manchen ununterbrochen arbeitenden Apparaten täglich beobachtet wird.

Leider sind genaue Untersuchungen über die Zusammensetzung des Niederschlages in Verdichtern nicht bekannt geworden. Die vom Verfasser mehrfach gemachten Beobachtungen aber lassen ein abschließendes Urteil noch nicht zu. Zwei Vorstellungen über die Vorgänge in Verdichtern sind möglich: Entweder nämlich ist in diesem an jeder Berührungsstelle zwischen Dampf und niedergeschlagener Flüssigkeit die Zusammensetzung beider genau so, wie sie sein muß, wenn jener aus dieser entstand. Dann müßte der Rücklauf aus einem Verdichter, durch den der Dampf von unten nach oben und das Niedergeschlagene ihm entgegenströmt, die Zusammensetzung haben, die er als Ursprung des in den Verdichter tretenden Dampfes haben muß. Aus einem Verdichter jedoch, durch den Dampf und Nieder-

schlag von oben nach unten strömen, müßte dann der Rücklauf die Zusammensetzung haben, die er als Ursprung des aus dem Verdichter tretenden Erzeugnis-Dampfes haben muß. Es wäre dann entweder:

$$\frac{w_s - w_{v1}}{a_s - a_{v1}} = f_e \quad \text{oder:} \quad \frac{w_e + w_v}{a_e + a_v} = f_s \quad (27)$$

$$a_s f_s - a_{v1} f_{v1} = a_s f_e - a_{v1} f_e \quad a_e f_e + a_v f_v = a_e f_s + a_v f_s \quad (28)$$

$$a_{v1} = \frac{a_s (f_s - f_e)}{(f_{v1} - f_e)} \quad a_v = \frac{a_e (f_s - f_e)}{f_v - f_s} \quad (29)$$

$$C_{v1} = \frac{a_s (f_s - f_e) (\alpha + f_{v1} \beta)}{f_{v1} - f_e} \quad C_v = \frac{a_e (f_s - f_e) (\alpha + f_v \beta)}{f_v - f_s} \quad (30)$$

Hierin ist bei hinaufströmendem Dampf f_{v1} das Verhältnis der Flüssigkeit, die den Säulendampf mit dem Verhältnis f_s erzeugt (d. i. die des obersten Säulenbodens), während bei herabströmendem Dampf f_v das Verhältnis der Flüssigkeit bedeutet, die den Erzeugnisdampf f_e abgibt.

Beispiel (Tabelle 2). In einem Verdichter habe zur Erzeugung von 1 kg Äthylalkohol von 85,7% Gw. (90° Vol.) ($f_e = 0,1669$) der Säulendampf 82% Gw. ($f_s = 0,2195$). Dann hat der Rücklauf bei im Verdichter emporsteigendem Dampf 71% Gw. ($f_{v1} = 0,4085$), bei herabfließendem Dampf 80,5% Gw. ($f_v = 0,2422$).

Hieraus folgt für den ersten Fall:

$$a_{v1} = \frac{a_s (0,2195 - 0,1669)}{0,4085 - 0,1669} = (a_{v1} + a_e) \cdot 0,2177 = (a_{v1} + 1) \cdot 0,2177,$$

$$a_{v1} = 0,278 \text{ kg}, \quad C_{v1} = 0,278 (205 + 0,4085 \cdot 544) = 118,70 \text{ WE.},$$

$$a_{v1} + w_{v1} = 0,3915.$$

Und für den zweiten Fall:

$$a_v = \frac{a_e (0,2195 - 0,1669)}{0,2422 - 0,2195} = 2,317 \text{ kg}, \quad C_v = 2,317 (205 + 0,2422 \cdot 544) = 780,1 \text{ WE.},$$

$$a_v + w_v = 2,317 (1 + 0,2422) = 2,878 \text{ kg}.$$

Nach dieser Ansicht müßte, wie die kleine Rechnung zeigt, wenn Dampf und Flüssigkeit im Verdichter von oben nach unten herabströmen, ein viel größeres Gewicht niedergeschlagen werden, als wenn der Dampf von unten nach oben hinaufströmt, um aus seinem Dampfgemisch f_s das Gewicht $a_e + w_e$ als Erzeugnis zu gewinnen.

Die zweite Vorstellung, die man sich von dem Verdichtungs Vorgange machen kann, scheint, wenigstens nach unseren Beobachtungen, der Wahrheit näher zu kommen. Nach dieser Vorstellung ist die Zusammensetzung des an einer bestimmten Stelle der Kühlfläche Niedergeschlagenen unabhängig sowohl von der des verbleibenden Dampfrestes, als auch von der des oberhalb und unterhalb dieser Stelle erzeugten Rücklaufs, der den erstgenannten überfluten könnte.

Diese Vorstellung nimmt an, daß der Dampf und sein jeweiliger Niederschlag sich zueinander zwar so verhalten wie im Abschnitt 4 beschrieben, daß aber der in jedem Augenblick gebildete Niederschlag auch sogleich ganz vom anderen getrennt werde. Für solche Annahme scheint zu sprechen, daß, da in einem Verdichter die Kühlfläche stets von dem Niedergeschlagenen bedeckt wird, der Dampf eigentlich nie die Metallwand, sondern stets die Rücklaufflüssigkeit berührt. Weil nun der Dampf aber auf dem und durch den Rücklauf allmählich verflüssigt wird, so muß dieser wohl kälter als der Dampf sein, und kann deshalb auf ihn kaum anders, als eine trockene, kalte Wand wirken. Hieraus würde folgen, daß von dem Dampf wohl Wärmeabgabe an das schon Niedergeschlagene, von dem Niedergeschlagenen aber keine Entwicklung neuen Dampfes (der sich mit dem vorüberziehenden mischen würde) zu erwarten ist.

In der oben aufgestellten Gleichung (29) hätte f_v dann (wenn der Dampf den Verdichter von unten nach oben durchfließt) einen Mittelwert zwischen den Ursprungsflüssigkeiten von f_s und f_e

$$a_v = \frac{a_e(f_s - f_e)}{f_{v \text{ mittel}} - f_s} \quad c_v = \frac{a_e(f_s - f_e) (\alpha + f_{v \text{ mittel}} \beta)}{f_{v \text{ mittel}} - f_s} \quad (31)$$

Über die Berechnung dieses Mittelwertes für $f_{v \text{ mittel}}$ wird in dem Abschnitt 15B das Erforderliche gesagt. Er kann nicht das arithmetische Mittel sein, muß vielmehr stufenweise berechnet werden. Unter den Annahmen des letzten Beispiels ergebe sich der Rücklauf hier wie folgt:

$$a_v = \frac{a_e(0,2195 - 0,1669)}{(0,3253 - 0,2195)} = 0,50 \text{ kg}$$

$$w_v = 0,5 \cdot 0,3253 = 0,1627 \text{ kg}$$

$$C_v = 0,5 \cdot 205 + 0,1627 \cdot 544 = 191 \text{ WE.}$$

Wahrscheinlich ist der wirkliche Vorgang bei der Verflüssigung doch noch etwas anders als der eben geschilderte, weil manche noch unaufgeklärte Einflüsse hier mitspielen. Jedenfalls macht es die Beobachtung in der Praxis wahrscheinlich, daß auch die Strömungsrichtung des Dampfes nicht ganz ohne Einfluß auf das Ergebnis ist.

Für eine Säule von bestimmten Abmessungen und für bestimmte Leistung ist auch eine bestimmte Rücklaufmenge erforderlich, d. h. es muß dem Dampf im Verdichter dafür eine bestimmte Wärmemenge C_v entzogen werden, und da die durch einen Quadratmeter Kühlfläche in der Zeiteinheit entziehbare Wärmemenge etwa proportional ist dem mittleren Unterschied zwischen der Temperatur des Dampfes und des Kühlmittels, so kann, wie bekannt, durch Veränderung der Menge und Temperatur des Kühlmittels in demselben

Verdichter mehr oder weniger Rücklauf gebildet werden. Als Kühlmittel dient meistens Wasser, selten werden andere Flüssigkeiten, etwa ihres höheren Siedepunktes wegen, oder Luft oder Dampf von bestimmter Temperatur und Spannung angewendet.

Solche andere Kühlmittel werden an Stelle des Wassers bisweilen gewählt in der Meinung, daß im Verdichter eine ganz bestimmte Temperatur der durchströmenden Dämpfe erzeugt werden müsse, etwa die des Siedepunktes des Leicht siedenden, um zu bewirken, daß nun alles Schwersiedende sich niederschlage und das Leicht siedende allein leicht und sauber abströme. Wäre diese Anschauung richtig, so könnten z. B. Alkohol und Wasserdämpfe getrennt werden, wenn das Dampfgemisch durch einen auf 78° erhaltenen Raum geleitet würde, oder es müßten sich Essigsäure und Wasser scheiden, indem ihre Dampfmischung durch einen 100° warmen Raum ströme. Es ist aber bekannt, daß solches oder ähnliches keinen Erfolg haben kann, weil gesättigte Dämpfe oder Dampfgemische bei gleichbleibender Spannung durch Wärmeentziehung nicht abgekühlt, sondern nur zum Teil oder ganz verflüssigt werden. Die auf diese Weise entstandene Flüssigkeit besteht immer aus Teilen aller Einzelstoffe. Abgesehen davon, daß ein Dampfgemisch nicht leicht in seiner Gesamtheit, sondern vornehmlich an seiner Berührungsstelle mit der kälteren Wand beeinflußt wird¹⁾.

¹⁾ Frederick D. Brown (J. of Americ. Chem. Soc. 1880, 37, S. 49) hatte Versuche mit kleinen gläsernen Laboratoriums-Rektifizierapparaten angestellt, aus denen er richtig schloß, daß mit Luft gekühlte Säulenaufsätze mit Siebböden zwei Flüssigkeiten ($C \cdot S_2 + \text{Benzin}$) besser trennen als leere senkrechte oder schräge freie Glasrohre. Ferner schloß er, daß gläserne Kühlschlangen (als Kondensatoren), die durch (bei bestimmter gleichbleibender Temperatur stattfindende) Verdampfung einer sie umgebenden Flüssigkeit gekühlt werden, die gerade bei dieser Temperatur siedende Komponente eines Gemisches als Destillat (Erzeugnis) liefern. — Rosanoff, Lamb und Breithaupt (ebenda 1909, 31, S. 454) benutzten bei ihren Destillationsversuchen mit Tetrachlorkohlenstoff und Toluol einen Aufsatz auf die kleine Blase, der aus einem doppelwandigen unten und oben offenen Rohr, innen 5 mm, außen 6 mm und 25 mm lang bestand. Das Rohr war in ein Gefäß gestellt, in dem das Kühlwasser durch Rührer kräftig bewegt und auf gleichbleibender Temperatur erhalten wurde. Durch den ringförmigen Raum zwischen den Rohren strömte der Dampf von unten nach oben. Die Blasenfüllung änderte sich von 72,5% $CCl_4 + 27,5\% C_5 \cdot H_6CH_3$ auf 56,21% $CCl_4 + 43,75\% C_5 \cdot H_6CH_3$, während das Destillat bei 79° Kühlwasser auf 93% CCl_4 blieb. Bei einer Blasenfüllung mit 70÷61,67% CCl_4 und 80,4° enthielt das Destillat dauernd etwa 92,27% CCl_4 . — John F. W. Schulze (J. of Amer. Chem. Soc. 1914, 36, S. 498) und ebenso Rosanoff, Schulze und Dunphy (ebenda S. 2480) versuchten mit gleichen Mitteln die Trennung von 3 Stoffen — M. A. Rosanoff und C. W. Bacon (s. Amer. Chem. Soc. 1915, 37, S. 301 u. 1072) untersuchten mit einer Blase für 400 cc Füllung und einem Aufsatz (Verdichter, Kondensator) derselben Bauart wie oben beschrieben (250 mm 270 mm 760 hoch), bei jedesmaligem Destillatgewicht von 15÷20 cc die Trennung von Tetrachlorkohlenstoff, Toluol und Äthylenbromid bei 5 gleichbleibend gehaltenen Kühlfüssigkeitstemperaturen:

Die im Verdichter (Kondensator) niedergeschlagenen Dämpfe sollen in ihm nicht auch noch unter ihre Siedetemperatur gekühlt werden; geschieht dies aber doch und gelangt der so gekühlte Niederschlag in das auf dem obersten Boden der Säule siedende Gemisch, so wird es dort sofort durch einen Teil des von unten kommenden und in ihm verflüssigten Dampf bis auf den Siedepunkt erwärmt und anreichert, ganz genau in demselben Grade, wie wenn auch dieser Teil des Dampfes im Verdichter niedergeschlagen und herabgeflossen wäre. Solche Unterkühlung ruft keine Änderung hervor. Gleichwohl ist sie zu vermeiden, weil mit ihr andere Übel verbunden sein können.

Die Siedetemperatur des Rücklaufs vom Verdichter beim oberen Einlauf in die Säule ist stets niedriger als bei seinem Abfluß in die Blase, und dieser Temperaturunterschied kann $1\div 2^\circ$, aber bei manchen Gemischen auch $10\div 40^\circ$ betragen. In dem Maße wie der Rücklauf von Boden zu Boden herabsinkt, dabei seine Zusammensetzung, sein Gewicht, seine spezifische Wärme ändernd, muß er auf jedem Boden auf die dort herrschende Siedetemperatur nachgewärmt werden, wozu dann jedesmal eine andere kleine Wärmemenge gehört, deren Gesamtsumme C_0 die Gleichung:

$$C_0 = \frac{C_R}{(\alpha \cdot \beta)_m} \sigma_m (t_B - t_V)$$

83°, 91°, 99°, 107°, 115° und jedesmal 2 bis 3 verschiedenen Blasenfüllungen. Die Beobachter schließen aus ihren Beobachtungen, ebenso wie Brown, daß bestimmte Kühlmitteltemperaturen in den Verdichtern Destillate von den gleichen Siedetemperaturen hervorrufen. Daß die Übereinstimmung doch nicht dauernd vollkommen ist, zeigt z. B. die letzte Beobachtungsreihe bei 115° im Verdichter:

Blasenfüllung:	8,2%	CCl ₄	+	9,2%	C ₆ H ₅ CH ₃	+	82,6%	C ₂ H ₄ Br ₂
Destillate:	30,0	„	„	+ 12,9	„	„	+ 57,1	„
	29,5	„	„	+ 13,7	„	„	+ 56,8	„
	29,1	„	„	+ 14,3	„	„	+ 56,6	„
	28,4	„	„	+ 15,3	„	„	+ 56,3	„
	27,7	„	„	+ 16,4	„	„	+ 55,9	„
	26,4	„	„	+ 18,3	„	„	+ 55,3	„

S. Young berichtet in seinem Buch Fractional Distillation 1903 neben anderem über die zum Teil durch Vergleichsversuche belegte allmähliche Vervollkommnung der gläsernen Laboratoriums-Rektifizierapparate, bei deren Erfindung und Herstellung die Forderungen der Raumbeschränkung besonders in der Höhe, eines recht kleinen Inhalts, genauer Regelbarkeit, einer bequemen und ganz vollkommenen Entleerbarkeit als Erschwerung, die Gleichgültigkeit gegen hohen Wärmehaufwand als Erleichterung für den Erfinder wirken. Obgleich keiner der kleinen Apparate (weil die Kühlung nicht nur oben, die Aufkochungen nicht oft genug, der Rücklauf nicht ganz regelmäßig stattfinden können) nie eine so schnelle und vollkommene Trennung der Gemischteile erzeugt, wie es die großen Betriebsapparate regelmäßig tun, zeigen doch die nach und nach angebrachten Verbesserungen die unbezweifelbare Richtigkeit der von uns in den vorliegenden Blättern dargelegten Anschauungen, wenn diese auch dem Verfasser der

angibt, in der $(\alpha \cdot \beta)_m$ die mittlere Verdampfungswärme, σ_m die mittlere spezifische Wärme, t_B die untere, t_V die obere Temperatur des Rücklaufs bedeuten und die von dem aufsteigenden Dampf C_a geliefert werden muß.

Weil nun der Teil von C_a , der hierzu verwendet wird, sich also bei seinem Aufstieg allmählich durch Verflüssigung verzehrt, kann er nicht seine gesamte verstärkende Wirkung mehr unverändert bis an das obere Ende der Säule ausüben, weil er ja nur einen Teil

Fractional Destillation noch nicht bekannt und von ihm noch nicht alle erkannt worden sind. Auch bei ihm spielt wie bei F. D. Brown der Glaube an eine, vermittels des auf der Temperatur der Leicht siedenden erhaltenen Kühlwassers im Kondensator, zu erreichende vollkommene Trennung der Gemischteile eine Rolle. Es ist dabei nicht ersichtlich, auf welche Weise z. B. das im offenen Mantel des Kondensators umlaufende Kühlwasser bei der Behandlung von Benzol, Toluol, Xylol auf $80+110+140^\circ$ erhalten werden kann (S. 199).

Nach unseren so vielfältigen Beobachtungen können wir die Ansichten der genannten Physiker nicht teilen. Die absolute Temperatur des Kühlmittels spielt im Verdichter, vorausgesetzt daß sie unterhalb des Siedepunktes des durchströmenden Dampfes liegt, bei der Trennung der Stoffe fast keine Rolle, und zwar um so weniger als sie ja unter normalen Verhältnissen gar nicht gleichmäßig, sondern immer unten tiefer als oben ist. Versuche, das Kühlmittel oben in den Verdichtermantel ein- und unten abzuführen, um seine Temperatur oben kälter als unten zu halten, damit eine Art Gegenstrom mit dem Dampf entstehe, waren stets erfolglos: Die von den genannten Beobachtern meistens angewendete Form des Verdichters, der ohne eine darunter gestellte Säule arbeitete, mußte eine von unten nach oben zunehmende geordnete Verflüssigung eines erheblichen Teiles des durchströmenden Dampfes hervorrufen. Gewiß ist, daß die Menge des Niederschlags veränderlich war, aber es sind darüber von ihnen keine Beobachtungen gemacht worden, obgleich hier die Lösung der Aufgabe blühte. Die von unten nach oben in den kleinen Apparataufsätzen fortgesetzte teilweise Verflüssigung des aufsteigenden Dampfes bringt eine Anreicherung des übrig bleibenden Teiles an Leicht siedendem hervor und erhält ihm eine gleichbleibende Zusammensetzung schon bei geringer Veränderung des Wärmeabzuges. Aber erst wenn die Blase den größten Teil ihres Leicht siedenden verloren und deshalb der von ihr entsendete Dampf recht viel schwächer geworden, muß im Verdichter dem Dampf erheblich mehr Wärme entzogen werden, um dem Erzeugnis annähernd gleichbleibende Zusammensetzung zu erhalten. Damit die Beobachter diese Zustände gewahr werden konnten, hätten ihre Versuche jedesmal bis zu Ende geführt werden müssen, was anscheinend nie geschah. In welchem Maße der erforderliche Wärmeabzug (die Rücklaufwärme C_R) mit dem Unterschied in der Zusammensetzung des Blasendampfes von dem des Destillats (des Erzeugnisses) wächst, lehren die späteren Gleichungen. In den Abschnitten (E u. F) wird die allmähliche Verdichtung besprochen.

Die Temperatur der Kühlfüssigkeit kann im Verdichter in weiten Grenzen schwanken, wenn nur seine Kühlfäche, multipliziert mit dem hervorgerufenen Temperaturunterschied, dem Dampf die für die Erzielung eines bestimmten Destillats erforderliche Rücklaufwärme C_R entziehen. Die absolute Temperatur des Kühlmittels ist dabei fast gleichgültig. Säulen ohne über ihnen angeordnete Kondensatoren, bei denen die Kühlung an ihren eigenen Wänden stattfindet, leiden an den Mängeln, die in den Abschnitten 7-10 besprochen sind, und können keine genauen Trennungen hervorrufen.

der Bodenzahl in seiner Gesamtheit bespült. Aber da es sich hier immer nur um einen kleinen Teil von C_a handelt ($1/2 \div 5\%$), und weil die genaue rechnerische Berücksichtigung dieses Verlustes auf jedem einzelnen Boden eine übermäßige Verwicklung herbeiführen würde, ist die verstärkende Wirkung dieses Erwärmungsdampfes C_o oder C_u bei den späteren Rechnungen nur mit der Hälfte seiner Wärme $\frac{C_o}{2}$ oder $\frac{C_u}{2}$ berücksichtigt worden. Es ist demnach zu dem errechneten C_R praktisch ein Versuch von $\frac{C_o}{2}$ oder $\frac{C_u}{2}$, je nachdem es sich um eine obere Verstärkungs- oder eine untere Abtriebssäule handelt, hinzuzuzählen.

Für die folgenden Betrachtungen kann die Nachwärmung des Rücklaufs zunächst unberücksichtigt bleiben, da sie ja nichts an ihnen ändern würde. In den später folgenden Beispielen sowohl als auch bei der Begründung der Gleichungen für kontinuierliche Destillierapparate wird dieser Umstand näher betrachtet werden.

7. Ist es vorteilhaft, statt eines Verdichters über der Verstärkungssäule deren viele und zwar zwischen je zwei Böden einen anzuordnen?

(Abb. 7 und 8.)

Denkt man sich, wenn nur ein Verdichter über der Säule vorhanden ist, aus der Blase (Abb. 2) ein Dampfgemisch $a_a + w_a$ von bestimmtem Gewicht und bestimmter Zusammensetzung aufgestiegen und einen Teil davon als Rücklauf $a_B + w_B$ von bestimmtem Gewicht und bestimmter Zusammensetzung in die Blase zurückkehrend, so hat sich der Dampf, indem er die Säule durchströmt, von Boden zu Boden bei immer gleichbleibendem Wärmehalt verändert, indem er Leichtesiedendes (a) vom Rücklauf aufnahm und Schwertsiedendes (w) an ihn abgab, derart, daß sich (Abb. 7) für Dampf und Rücklauf die Umrisse I, 1, II, 2, III, 3, IV, 4, V, 5, VI, 6 bilden.

Sind aber mehrere Verdichter und zwar je einer zwischen je zwei Böden angeordnet, so wird zwar auch auf jedem Boden durch die Aufkochung der Dampf sich an Leichtesiedendem (a) anreichern, aber es wird ein Teil des Dampfes jedesmal durch jeden Verdichter niedergeschlagen und zum Rücklauf gegeben und folglich seine Menge auf jedem folgenden Boden geringer als auf dem vorhergehenden, so daß dann die Umrisse I, g, h, i, k, l, m, n, o, p, q, r, s, t, u, v, w, 1 entstehen.

Wenn in beiden Fällen der aus der Blase steigende Dampf und der Rücklauf in diese ganz gleich sind, so ist im zweiten Fall (bei vielen Verdichtern) die Menge der Dämpfe und Flüssigkeit in der

Säule sehr viel geringer als im ersten, ja, nach oben hin sind die Mengen, die den Dampf ($a_e + w_e$) begleiten, fast verschwindend klein.

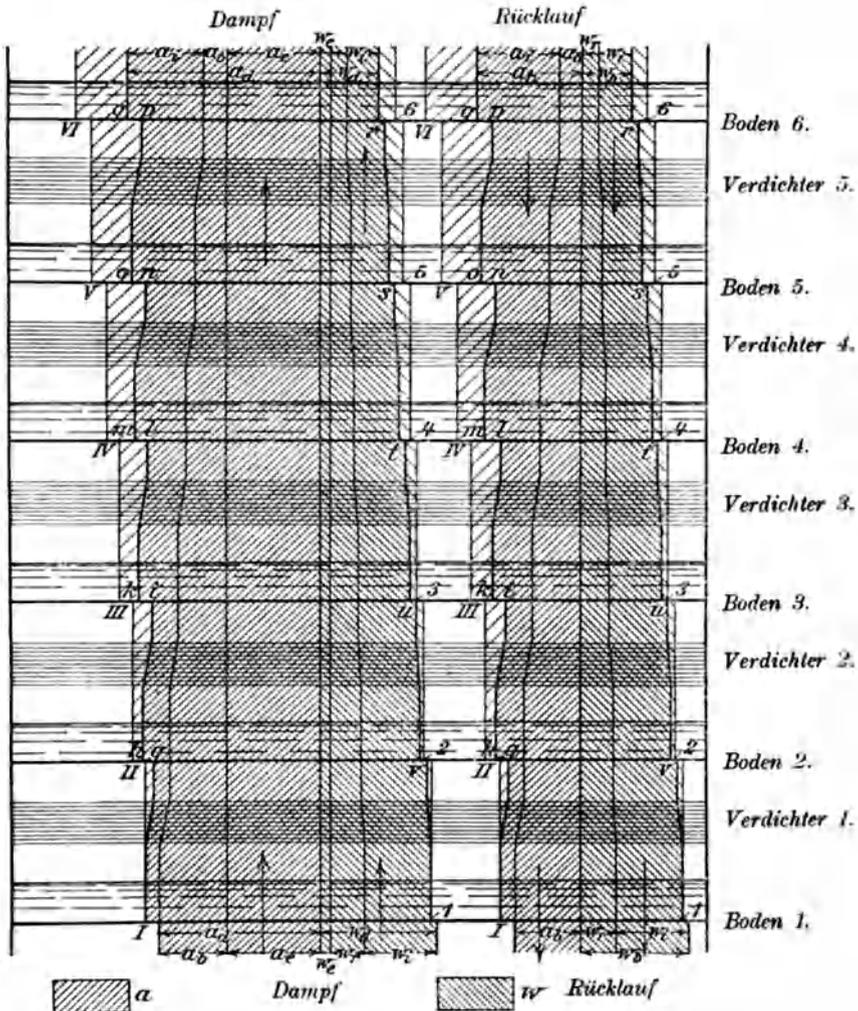


Abb. 7. Bildliche Darstellung der nach oben hin stattfindenden Abnahme der Dampf- und Flüssigkeitsmengen in einer Verstärkungssäule, die über jedem Boden einen Verdichter hat.

Während bei einem Verdichter oben die ganze Masse des gebildeten Rücklaufs dem Dampf auf seinem ganzen Wege entgegenströmt, verliert bei vielen Verdichtern, die in der Säule selbst verteilt sind, der aufsteigende Dampf unterwegs schon den größten Teil

Dies geht auch aus der Betrachtung der für jeden Boden geltenden Gleichung hervor:

$$\frac{w_d}{a_d} = \frac{w_e + w_R}{a_e + a_R} = \frac{a_e f_e + a_R f_R}{a_e + a_R} = f_d.$$

Je größer a_R im Verhältnis zu a_e wird, desto mehr nähert sich f_d dem Wert f_R , je kleiner a_R im Verhältnis zu a_e wird, desto mehr nähert sich f_d dem Wert f_e und daraus erhellt, daß im ersten Falle die Zusammensetzung des Dampfes über jedem beliebigen Boden sich der Zusammensetzung des Rücklaufs auf diesen nähert, so daß die Zusammensetzung des Dampfes aus dem nächst höheren Boden fast so ausfällt, als wenn der Rücklauf $a_R + w_R$ seine Ursprungsflüssigkeit ($a_d + w_d$) wäre. Im Grenzfall steigt also der Gehalt an Leicht siedendem im Dampf von Boden zu Boden fast so, als wenn der auf jedem Boden entwickelte Dampf die Ursprungsflüssigkeit des auf dem nächst höheren Boden erzeugten wäre. Ist $a_R + w_R$ klein, so bildet $a_e + w_e$ einen erheblichen Teil aller Dämpfe und ihre Umbildung von Boden zu Boden geht langsam von statten.

Eine Säule mit vielen Verdichtern muß also für gleichen Wärmeverbrauch mehr Böden haben, oder sie muß bei gleicher Bodenzahl mehr Wärme verbrauchen.

Auch die folgende Betrachtung lehrt dasselbe:

Denken wir uns zwei Säulen, von denen die eine ihren einzigen Verdichter oben trägt, während die zweite immer zwischen zwei Böden einen solchen enthält. Soll mit beiden dieselbe Wirkung mit der gleichen Anzahl von Böden erzielt werden, so müssen die Dämpfe, die aus der Blase in den ersten Boden von unten treten, und die Dämpfe, die von jedem folgenden Boden auf den nächsthöheren gelangen, bei den entsprechenden Böden der beiden Säulen die gleiche Zusammensetzung haben. Bei der Säule mit nur einem Verdichter wird die Anreicherung der Dämpfe an Leicht siedendem allein durch die Verflüssigung und Wiederverdampfung bewirkt, bei der Säule mit vielen Verdichtern wird aber der Dampf aus einem Boden, ehe er in den nächsthöheren tritt, erst durch den zwischenliegenden Verdichter bis auf die richtige Zusammensetzung verstärkt. Folglich hat hier erst das Verflüssigte jedes Verdichters die Zusammensetzung, die bei der ersten Säule schon die Flüssigkeit auf jedem Boden hat. Deshalb ist die auf jedem Boden der zweiten Säule kochende Flüssigkeit ärmer als auf der ersten, daher sind auch alle Bodenrückläufe ärmer, folglich muß die zweite Säule mehr Wärme als die erste verbrauchen oder die zweite Säule muß mehr Böden erhalten.

So zeigt es sich, daß die Verteilung der Verflüssigung auf die ganze Säule nur einen ungünstigen Einfluß auf den Fortschritt der Verstärkung der Dämpfe ausübt.

Wollte man die Verflüssigung zwar nicht regelmäßig zwischen je zwei Böden, sondern in größeren Abstufungen zwischen mehreren Böden (statt wie es richtig ist nur durch einen Verdichter über der Säule) ausüben, so würde auch diese Einrichtung fast die gleichen Mängel aufweisen. Auch in diesem Falle würde die Trennung des Leicht siedenden vom Schwersiedenden entweder nur mit höheren Säulen oder mit einem größeren Wärmearaufwand erreichbar sein.

Die Abb. 8 zeigt in schematischem Bilde die Zunahme und Abnahme der Stoffe und verdeutlicht die mangelhafte Wirkungsweise dieser Verflüssigung.

8. Soll die Säule gegen Wärmeausstrahlung geschützt werden, oder ist es besser, sie unbedeckt zu lassen?

(Abb. 9.)

Nach dem Vorhergehenden beantwortet sich diese Frage fast von selbst.

Die Wärmeausstrahlung der Wand zwischen je zwei Böden bewirkt da, wo sie von Flüssigkeit berührt wird, eine Abkühlung der letzteren. Diese ist ein Verlust an Wärme.

Da, wo die Wand von Dämpfen berührt wird, wirkt die Abkühlung als kleiner Verdichter ähnlich wie oben beschrieben und sie erzeugt daher auch eine Verzögerung der Wirkung, die nur durch eine vermehrte Zahl von Böden oder durch Wärmearaufwand aufgehoben werden kann.

In der Abb. 9 sieht man aus den Umrissen I, 1, VIII, 3 die Wirkung einer Säule ohne Wärmeverlust. Die Umrisse I, 1, o, p zeigen den Einfluß, der durch die Ausstrahlung erzeugten Verflüssigung der Dämpfe und die Abnahme ihrer Mengen nach oben hin, gegenüber der Säule, die keinen Wärmeverlust erleidet.

Es ist also in allen Fällen vorteilhaft, die Verstärkungssäule gegen Wärmeverlust zu schützen.

Eine Säule, in der eine Temperatur von 80–90° C herrscht, würde für einen Quadratmeter und Stunde einen Wärmeverlust von etwa 900 WE erleiden; für eine Säule von 1000 mm Durchmesser und 6000 mm Höhe käme dies einem nutzlosen Dampfaufwand von etwa 30 Kilo für die Stunde gleich, so daß die Kosten für die Umhüllung mit Wärmeschutzmasse schnell eingebracht sind.

Zahlenbeispiele für diese Vorgänge befinden sich bei der Berechnung der Alkohol-Destillier- und Rektifizier-Apparate.

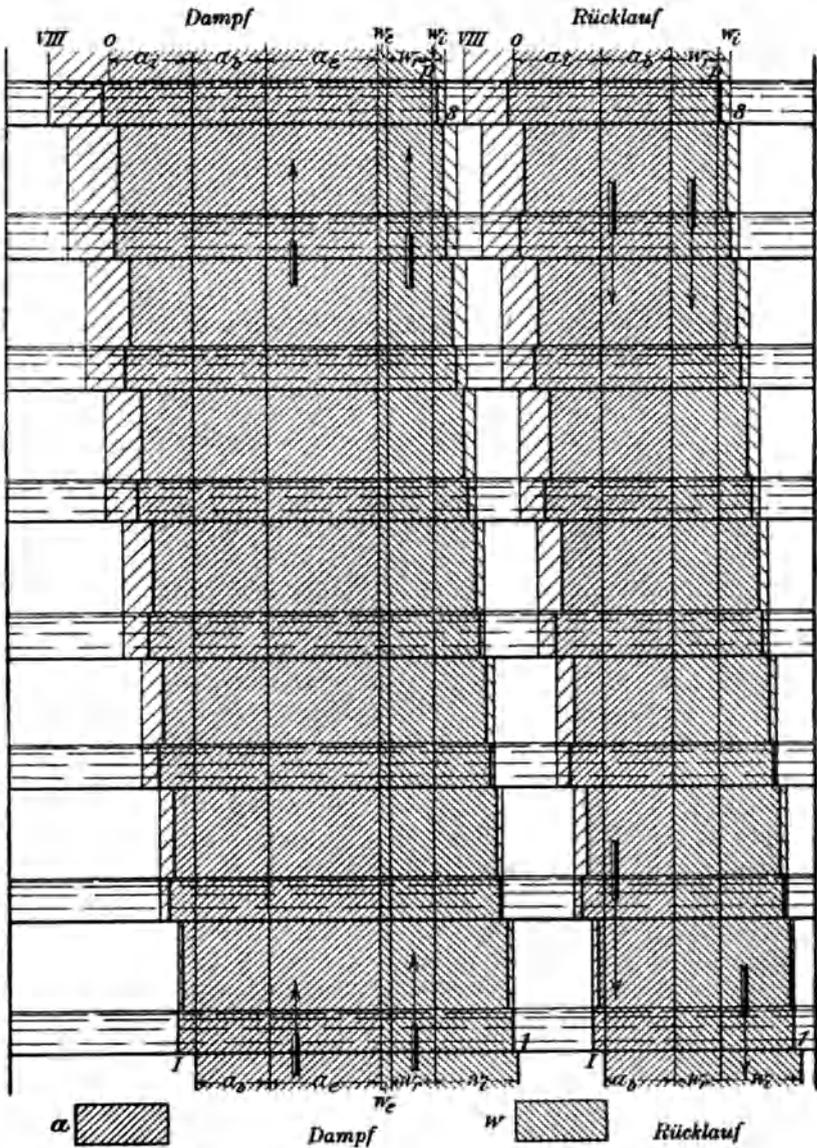


Abb. 9—10. Bildliche Darstellung der durch Abkühlung (Wärmeausstrahlung) verursachten Abnahme der Dampf- und Flüssigkeitsmengen in einer Verstärkungssäule.

9. Kann aus einem Dampfgemisch nur durch Verflüssigen ohne Aufkochungen das Leicht siedende abgetrennt werden?

(Siehe auch Abschnitt 18.)

Ein je geringerer Teil vom Ganzen das aus einem Dampfgemisch Niedergeschlagene ist, um so weniger vom Leicht siedenden wird es enthalten. Die ersten Tropfen des Niederschlages werden fast so zusammengesetzt sein, wie es die Flüssigkeit sein muß, aus der das Dampfgemisch selbst entstand.

Einen je erheblicheren Teil vom Ganzen das Niedergeschlagene (mit dem Dampf in Berührung bleibende) ausmacht, um so mehr vom Leicht siedenden wird es in Hundert enthalten.

Im zweiten Fall ist das Gewicht des übrigbleibenden Dampfes zwar geringer, aber dies kleinere Gewicht ist an Leicht siedendem im Hundert viel reicher geworden, als im ersten Falle.

Wenn fast das ganze Dampfgemisch niedergeschlagen würde, so bekäme der übrigbleibende Dampf beinahe diejenige Zusammensetzung, die er haben müßte, wenn er aus einer dem ursprünglichen Dampfgemisch gleichen Flüssigkeit entstanden wäre.

Hieraus erhellt, daß man durch eine einzige, fast vollkommene Verflüssigung eines Dampfgemisches im höchsten Fall einen kleinen Rest von Dampf als Erzeugnis erhalten kann, dessen Zusammensetzung so beschaffen ist, als wäre er aus einer Flüssigkeit aufgestiegen, die dem Ursprungsdampfgemisch gleich war. Ferner erhellt, daß man durch allmähliche Verflüssigung und sofortige Abführung der kleinen Mengen des Niederschlages am Ende zu einer reichlicheren Menge des Erzeugnisses von viel höherem Gehalt an Leicht siedendem in Hundert gelangen kann, und daß dies um so mehr der Fall ist, in je kleineren Absätzen die Verflüssigung stattfindet.

Geschehe die teilweise Verflüssigung des ursprünglichen Dampfgemisches ununterbrochen und würde das in jedem Augenblick Niedergeschlagene sogleich vom Restdampf getrennt, so würde das Niedergeschlagene und auch der Restdampf allmählich reicher an Leicht siedendem im Hundert werden. Man kann sich denken, daß der gesamte Niederschlag eine Durchschnittsstärke hätte, deren Verhältnis $f_{R \text{ mittel}}$ sei. Dann ist auch hier das Gewicht des Gesamtdampfes $a_d + w_d$ gleich dem Gewicht des Erzeugnisses $a_e + w_e$ plus dem Gewichte des gesamten Niederschlages $a_{R \text{ mittel}} + w_{R \text{ mittel}}$

$$a_d + w_d = a_e + w_e + a_{R \text{ mittel}} + w_{R \text{ mittel}} \quad (32)$$

$$\frac{w_d}{a_d} = \frac{w_e + w_{R \text{ mittel}}}{a_e + a_{R \text{ mittel}}} = f_d \quad (33)$$

$$a_{R \text{ mittel}} = \frac{a_e (f_d - f_e)}{f_{R \text{ mittel}} - f_d} \quad (34)$$

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_{R \text{ mittel}} \beta)}{f_{R \text{ mittel}} - f_d} . \quad (35)$$

Ist ein gewisses Dampfgemisch $a_d + w_d$ (dessen Verhältnis $\frac{w_d}{a_d} = f_d$ ist) von zunächst unbekanntem Gewicht gegeben, aus dem ein bestimmtes Gewicht an Leicht siedendem $a_e + w_e$ (mit dem Verhältnis $\frac{w_e}{a_e} = f_e$) durch ununterbrochene Verflüssigung hergestellt werden soll, so muß, um den dazu erforderlichen Wärmeaufwand zu finden, der mittlere Wert von $f_{R \text{ mittel}}$, der zwischen den Verhältnissen der Ursprungsflüssigkeiten von f_d und f_e (d. h. f_D und f_B) liegen muß, gesucht werden. Dieser Mittelwert ist nicht ohne weiteres das arithmetische Mittel zwischen f_D und f_B , weil ja das Verhältnis der Zusammensetzungen zwischen Dampf und Flüssigkeit keineswegs immer durch eine Gerade bestimmt wird. Auch eine einfache mathematische Formel für dieses gesuchte Mittel gibt es bis jetzt noch nicht, und deshalb muß man sich mit einer Annäherung begnügen, die etwa aus den Kurven der Dampfzusammensetzungen gefunden werden kann.

Ist der Wert von $f_{R \text{ mittel}}$ auf irgendeine Weise bestimmt, so ergeben sich C_R , a_d , w_d und alle anderen durch diese Beziehungen verbundenen Werte sofort.

Die Gleichung 35 ist, wie zu erkennen, fast identisch mit der Gleichung 24, die für Verstärkungssäulen mit darüber gesetzten Verdichtern gilt. Dort aber bedeutet das f_R das Verhältnis des Rücklaufs von jedem Boden (und wenn statt dessen f_B gesetzt wird, den Rücklauf in die Blase), also stets an Leicht siedendem arme Flüssigkeit, ja oft die ärmste alles Fließenden und nicht, wie hier, das Mittel aus armen und reichen Rückläufen. Deshalb ist der Zahlenwert von f_R (oder f_B) stets größer als der von $f_{R \text{ mittel}}$ und folglich (wie die Ausrechnung ergibt) für sonst gleiche Umstände, C_R kleiner bei der Einsetzung von f_R als bei der Einsetzung von $f_{R \text{ mittel}}$. Mit anderen Worten: Die Trennung der Flüssigkeiten nur durch ununterbrochene, allmähliche Verflüssigung ist bis zu einer gewissen Grenze viel unvorteilhafter als die Anwendung guter Verstärkungssäulen mit wiederholten Aufkochungen.

Zahlenbeispiele für die eben besprochenen Zustände finden sich in dem Abschnitt 18 und den Tabellen 21, 22, 28, 29, Tafel 16.

10. Soll der gesamte Rücklauf aus dem Verdichter auf den obersten Säulenboden geleitet werden, oder ist es vorteilhafter, den Rücklauf getrennt, etwa nach seiner Zusammensetzung, auf mehrere Böden zu verteilen?

Der in den Verdichter gehende Dampf stammt aus der Flüssigkeit des obersten Säulenbodens. Durch die teilweise Verflüssigung dieses Dampfes wird der übrigbleibende Rest (das Erzeugnis, das Produkt, das Rektifikat) reicher an Leicht siedendem im Hundert, als es der gesamte Dampf war, und der rückfließende Niederschlag ist reicher daran als die Flüssigkeit des obersten Bodens, aus der der gesamte Dampf stammt.

Der Rücklauf aus dem Verdichter in seiner Gesamtheit ist also immer, wenn auch oft sehr wenig, prozentlich besser als die Flüssigkeit auf dem obersten Boden.

Wird, wie dies bei einigen Verdichtereinrichtungen möglich ist, der Niederschlag in mehreren Teilen aus diesem abgeleitet, so ist selbst der erste, schwächste Teil prozentlich reicher an Leicht siedendem als die Flüssigkeit auf dem obersten Säulenboden.

Die Meinung, als müßte man die schlechten Rückläufe (Lutter und Flegmen) an tiefer liegende Stellen der Säulen leiten, um deren obere Teile davon zu befreien, hat also keine Berechtigung, weil eben die Rückläufe nicht schlechter sind als die Flüssigkeit auf dem obersten Boden.

Da außerdem, wie bekannt, die Trennung von Stoffen um so energischer von statten geht, je mehr Rücklauf im Verhältnis zu dem zu gewinnenden Erzeugnis (Rektifikat) jeden Boden überströmt, so unterliegt es keinem Zweifel, daß stets aller Rücklauf von dem Verdichter auf den obersten Säulenboden geleitet werden muß.

11. Einiges vom Abtrieb der Blasenfüllung unterbrochen arbeitender Rektifizierapparate.

A. Alkoholgehalt des Blasenrestes.

Der Blaseninhalt des Rektifizierapparates vermindert seinen Gehalt an Leicht siedendem während der Arbeit vom Höchstgehalt bis ganz nahe an 0%, denn mit je 1 kg des Leicht siedenden geht entsprechend seiner Reinheit am Auslaufe nur eine bestimmte, recht kleine Gewichtsmenge des Schwersiedenden fort. Während sich daher Leicht- und Schwersiedendes in gleichbleibendem Gewicht und Verhältnis aus der Blase entfernen, behält der Rückstand keineswegs einen gleichbleibenden Gehalt im Hundert an Leicht siedendem, dieser fällt vielmehr anfangs langsamer, später schneller als der absolute Gehalt daran. Da nun die

Herstellung von 1 kg des fast reinen Leicht siedenden um so mehr Rücklaufwärme erfordert, aus je schwächeren Lösungen es abgetrennt werden muß, so ist es offenbar, daß der Wärmearaufwand für je 1 kg des Leicht siedenden nicht nur ungleichmäßig, sondern auch, daß er anfangs langsam, gegen das Ende hin sehr stark wachsen muß. Um den ganzen Rücklaufwärmearaufwand für den vollkommenen Abtrieb einer Blasenfüllung zu bestimmen, wird es deshalb erforderlich, zunächst den jeweiligen Gehalt im Hundert an Leicht siedendem im Blaseninhalt während des ganzen Abtriebs in Stufen (z. B. nach je 1 kg) festzustellen, darnach die für jedes abgetriebene kleine Gewicht an Leicht siedendem, unter den jeweilig herrschenden Gehaltsverhältnissen des Blaseninhaltes, erforderliche Rücklaufwärme zu bestimmen, und endlich durch Zusammenzählung dieser Einzelwärmern die Gesamtrücklaufwärme zu finden. Besteht die Blasenfüllung aus a kg Leicht siedendem und w kg Schwersiedendem, so kann vorgestellt werden, daß das ganze Leicht siedende allmählich in x gleichen Gewichtsteilen von je $\frac{a}{x}$ in den Kühler geht, zugleich mit x anderen, auch gleichen Gewichtsmengen des Schwersiedenden (w), deren jede aber nur $\frac{a}{x} f_e$ kg wiegt. Nach der Entfernung von n solchen Gewichtsteilen bleibt in der Blase übrig:

$$a_R = a - \frac{n \cdot a}{x} = a \left(1 - \frac{n}{x}\right) = a \left(\frac{x-n}{x}\right) \text{ kg} \quad (36)$$

Leicht siedendes, und

$$w_R = w - \frac{n \cdot a}{x} f_e = a \left(f - \frac{n}{x} f_e\right) \text{ kg} \quad (37)$$

Schwersiedendes.

Dieses bedeutet, daß der Rückstand in der Blase dann:

$$\frac{100 \cdot a \cdot \left(\frac{x-n}{x}\right)}{a \left(\frac{x-n}{x}\right) + w - \frac{n \cdot a}{x} f_e} = \frac{100 \cdot a \cdot \left(\frac{x-n}{x}\right)}{a + w - \frac{a \cdot n}{x} (1 + f_e)} = p_J \quad (38)$$

ist, d. h. p_J % Leicht siedendes enthält.

Weil es eine genügende Annäherung zu bedeuten scheint, wenn der Gehalt des Restes an Leicht siedendem an 100 Stellen festgestellt, d. h., wenn $x = 100$ gesetzt wird, und wenn ferner, um die Gleichung allgemein zu halten, als Gewicht des Blaseninhaltes $a + w = 100$ kg zu Grunde gelegt wird, so kann dann die obige Gleichung die Form:

$$\frac{100 - n}{(1 + f) - \frac{n}{100} (1 + f_e)} = p_J \quad (39)$$

erhalten, worin p_J den prozentlichen Gehalt des Blasenrückstandes an Leicht siedendem (d. i. nach Entfernung von $\frac{n \cdot a}{100}$ Gewichtsteilen des Leicht siedenden) angibt.

Soll nicht der Gehalt in Hundert p , sondern das Verhältnis $\frac{w_J}{a_J} = f_J$ des jeweiligen Blaseninhaltes errechnet werden, so findet sich dies aus folgender Betrachtung. Es ist:

$$\frac{w - \frac{n \cdot a}{x} f_e}{a - \frac{n \cdot a}{x}} = f_J.$$

Da für w auch $a \cdot f$ gesetzt werden kann, und weil, wenn dies geschieht, a fortfällt, so entsteht:

$$f_J = \frac{f - \frac{n}{x} f_e}{1 - \frac{n}{x}} \quad \text{oder} \quad f_J = \frac{f - \frac{n}{100} f_e}{1 - \frac{n}{100}}. \quad (40)$$

Wenn der Anfangsgehalt der Füllung an Leicht siedendem bekannt ist, und wenn, nachdem einiges davon schon abgetrieben ist, ferner bekannt ist, wieviel Kilogramm an Leicht siedendem noch im Blasenrest geblieben, so kann zur Berechnung des Gehaltes im Hundert des Blasenrestes folgende Gleichung dienen:

$$p_J = \frac{100}{\frac{a(f - f_e) + f_e + 1}{a_J}}. \quad (41)^1$$

¹⁾ Die Herleitung der Gleichung geschieht wie folgt: Es ist:

$$a + w - (a_e + w_e) = a_J + w_J,$$

$$a(1 + f) - a_e(1 + f_e) = a_J(1 + f_J),$$

$$a(1 + f) - (a - a_J)(1 + f_e) = a_J(1 + f_J),$$

$$a(1 + f) - a(1 + f_e) + a_J(1 + f_e) = a_J(1 + f_J),$$

$$a(f - f_e) = a_J(f_J - f_e),$$

$$a_J : a_J + w_J = p_J : 100,$$

$$p_J = \frac{a_J \cdot 100}{a_J + w_J} = \frac{a_J \cdot 100}{a_J(1 + f_J)} = \frac{100}{1 + f_J},$$

$$f_J = \frac{100}{p} - 1, \text{!}$$

$$a(f - f_e) = a_J \left(\frac{100}{p} - 1 - f_e \right),$$

$$\frac{a(f - f_e)}{a_J} = \frac{100}{p} - 1 - f_e.$$

$$a_J = \frac{a(f - f_e)}{\frac{100}{p} - 1 - f_e} \quad (42)$$

Darin bedeutet: a das Gewicht an Leicht siedendem in der ursprünglichen Füllung, f ihr Verhältnis, a_J das Leicht siedende im jeweiligen Rest, f_e das Verhältnis des Abgedampften, p_J den Gehalt an Leicht siedendem im Hundert des jeweiligen Restes.

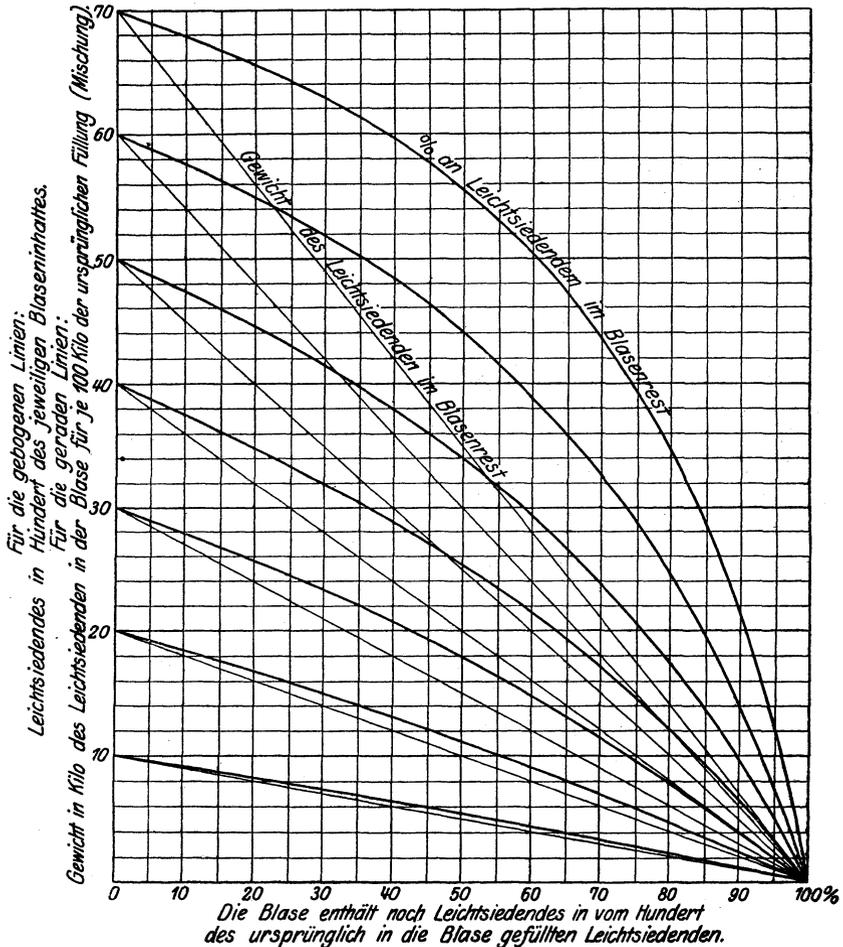


Abb. 11—12. (Tabelle 4.)

Mit Hilfe der Gleichungen 39 und 42 ist die Tabelle 4 hergestellt, die die Frage beantwortet, welchen Gehalt an Leicht siedendem im Hundert der Blasenrest ($a_J + w_J$) hat, nachdem 5 ÷ 99 % des Leicht siedenden daraus abgetrieben sind, und wieviel Kilogramm dies

für je 70 ÷ 10 kg an Leicht siedendem bedeutet, die eingefüllt wurden. Diese Tabelle ist in der Abbildung 12 dargestellt. Auf der Abszisse ist vermerkt, wieviel Prozente des Leicht siedenden schon abgetrieben sind. Die Ordinaten geben dann bis an die stark ausgezogenen gebogenen Linien den Gehalt des Restes an Leicht siedendem im Hundert und bis an die geraden dünnen Linien in Kilogramm für je 100 kg Füllung 70 ÷ 10 % an Leicht siedendem (a) an.

Die Gleichungen 36 bis 42 sind unabhängig von der Art und den Eigenschaften der einzelnen Mischungsteile, sie gelten also für alle zu trennenden Gemische.

B. Rücklaufwärmebedarf während des Verlaufs eines ganzen Abtriebs.

Jeder der immer kleiner werdenden Prozentgehalte p_j des Blasenrestes an Leicht siedendem fordert beim Abtrieb seine ihm für je 1 kg a_e zukommende und immer größer werdende Rücklaufwärme C_R .

Es kann die bei jedem einzelnen der Werte von p_j erforderliche Rücklaufwärme C_B zur Erzeugung von 1 kg Leicht siedendem (a_e) in der beabsichtigten Reinheit (f_e), aus einer ursprünglichen Mischung (f) aus den Tabellen (z. B. 11, 24, 31, 35, 39, 42, 47, 53) entnommen oder mit Hilfe der Gleichung 26 berechnet werden.

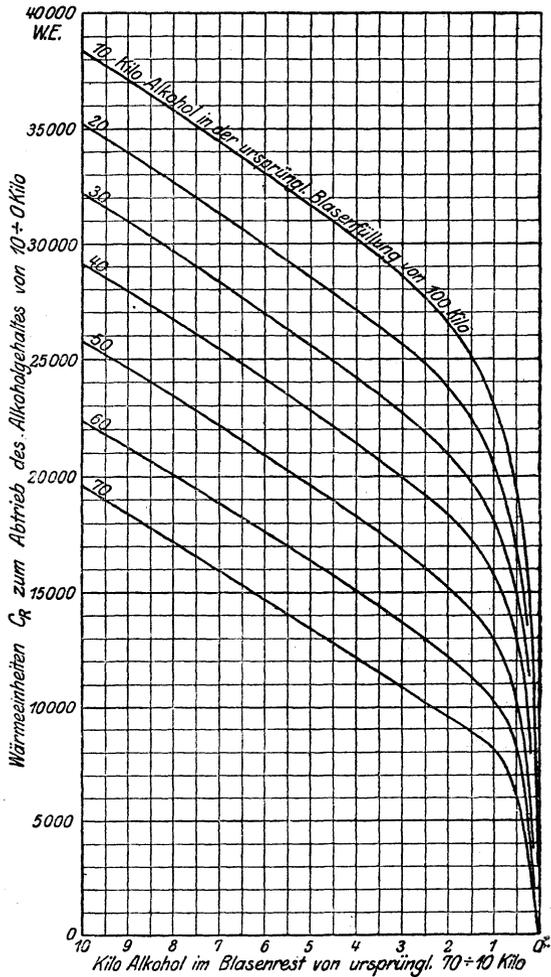


Abb. 13.

liche Rücklaufwärme C_B zur Erzeugung von 1 kg Leicht siedendem (a_e) in der beabsichtigten Reinheit (f_e), aus einer ursprünglichen Mischung (f) aus den Tabellen (z. B. 11, 24, 31, 35, 39, 42, 47, 53) entnommen oder mit Hilfe der Gleichung 26 berechnet werden.

$$C_B = \frac{a_e (f_a - f_e) (\alpha + f_B \beta)}{f_B - f_a} \tag{43}$$

Die Summe dieser einzelnen Rücklaufwärmern gibt dann die Gesamt-Rücklaufwärme, die zur Abtrennung des gesamten Gewichtes a aus 100 kg Blasenfüllung erforderlich ist.

Die Tabelle 5 gilt für ursprüngliche Blasenfüllungen mit $p = 70 \div 10$ kg an Leicht siedendem in Hundert. Die erste Spalte zeigt, wie viel kg davon der Blasenrest noch enthält. In der dritten bis neunten Spalte in den Zeilen p_j steht, wieviel Leicht siedendes im Hundert des Restes dies bedeutet. Darunter ist dann vermerkt, wieviel Rücklaufwärme C_B für den Abtrieb von 1 kg Alkohol als Sprit von 95 % Gewicht aus einer Mischung von dem darüber genannten Gehalt p_j im Hundert praktisch erforderlich ist und unter diesen steht die Summe der Rücklaufwärme für den Abtrieb des ganzen Restes bis 0,01 %.

Die Tabelle 5 findet auf der Abb. 13 ihre Darstellung. Hat z. B. die Mischung in der Blase beim Beginn 50% Alkohol (d. h. 50 kg in 100 kg Mischung) gehabt, und ist dann schon 40 kg mit dem Wärmearaufwand von 1200 WE für jedes Kilogramm Alkohol abgetrieben, so daß nur noch 10 kg Alkohol in der Blase geblieben sind, so brauchen diese noch 25 575 WE für den gänzlichen Abtrieb (a). Sind nur noch 5 kg in der Blase, so erfordern diese noch 19 375 WE (b). Die letzten 2% erheischen noch 15 025 WE (c).

C. Rücklaufwärmeverbrauch bei Nachfüllung.

Der Wärmearaufwand für die Bildung des Rücklaufes $C_R = C_B = C_V$ bleibt zunächst bei vielen Mischungen während eines großen Teiles des Abtriebes unverändert, weil die notwendigerweise hochgrädigen Boden-Mischungen in dem obersten Säulenteil mehr Rücklaufwärme erfordern als schwächere Blasenfüllungen, wie dies z. B. bei Alkohol der Fall ist. Von einem bestimmten erreichten kleineren Gehalt der Blase an Leicht siedendem im Hundert, steigt er dann aber stark und dauernd an, weil schwache Blasenfüllungen stets mehr Wärme fordern als mittlere. Bei Alkohol und Wasser beginnt dieser Zustand bei $12 \div 13$ % (siehe Tabelle 11 für 94,61 % Sprit). Es könnte deshalb vielleicht um Wärme zu sparen beabsichtigt werden, den Gesamtwärmebedarf für den Abtrieb einer ganzen Mischungsmenge durch gewisse Arbeitsarten zu verringern.

Man könnte z. B. die Blase so lange betreiben wollen, bis die kritische Zusammensetzung des Blaseninhalts ($12 \div 13$ %) erreicht ist und dann die Blase mit der ursprünglichen Mischung wieder auffüllen, oder man könnte auch während des Abtriebes ununterbrochen von der ursprünglichen Mischung hinzulaufen lassen in dem Maße, wie sich die Blase während des Abtriebes entleert. Es zeigt sich nun, daß durch beide Arbeitsweisen in Wirklichkeit nichts an Rücklaufwärme zu gewinnen oder zu verlieren ist. Auf das Gewicht des

gewonnenen Leicht siedenden bezogen, wird in allen diesen Fällen die gleiche Rücklaufwärme C_R erfordert.

Dies wird am einfachsten durch zwei geometrische Darstellungen verdeutlicht.

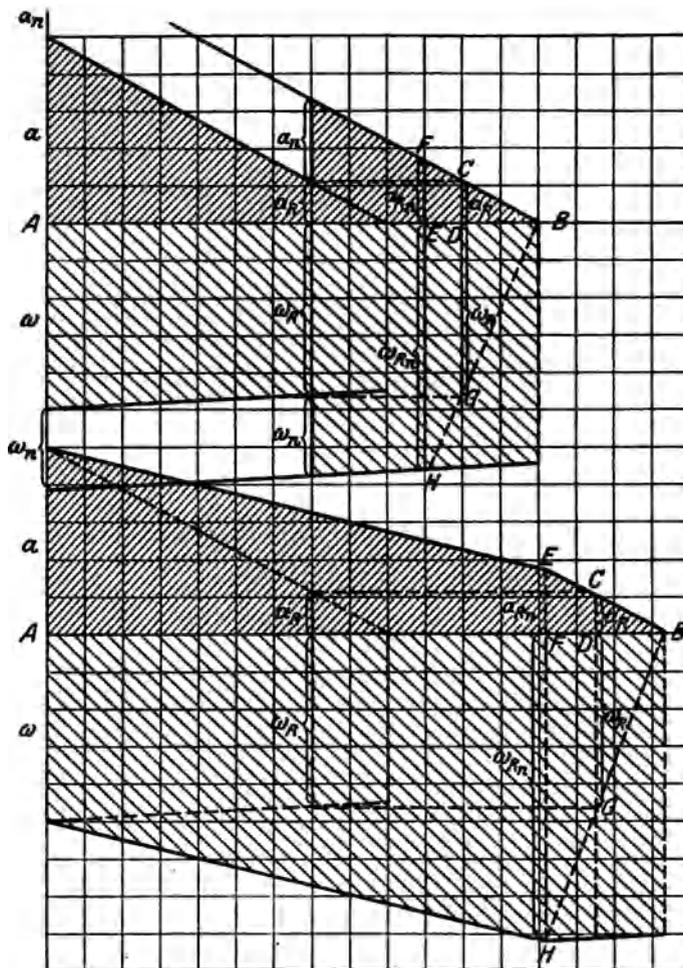


Abb. 14 u. 15.

Abb. 14. Beim Beginn des Abtriebes ist die Blase gefüllt mit a kg Leicht siedendem und w Schwersiedendem. Beides nimmt während der Rektifikation ungleichmäßig ab, bis der Rest nur noch a_R und w_R enthält, d. i. so schwach ist, daß von nun ab eine größere Rücklaufwärme erforderlich wird. Dann werde von der ursprünglichen

Mischung so viel nachgefüllt, daß $a_n + w_n$ gleich dem Volumen des Abdestillierten ist, d. h., daß die Blase wieder ihre ursprüngliche Füllungsmenge enthält. Hierauf wird weiter abgetrieben bis wieder ein Rest $a_{Rn} + w_{Rn}$ übrig bleibt, dessen Verhältnis $\frac{w_{Rn}}{a_{Rn}} = \frac{w_R}{a_R}$ ist. Dann verhält sich:

$$a_{Rn} - a_R : w_{Rn} - w_R = a_R : w_R.$$

Der Ähnlichkeit der Dreiecke wegen ist auch:

$$a + a_n : a_{Rn} = a : a_R$$

$$w + w_n : w_{Rn} = w : w_R$$

d. h., der mit größerem Wärmearaufwand abzutreibende Rest ($a_{Rn} + w_{Rn}$) bleibt proportional der Füllung plus der Nachfüllung. Wärmersparnis tritt daher bei dieser Arbeitsweise nicht ein.

Abb. 15. Auch wenn die Nachfüllung ununterbrochen in gleichem Maße wie die Abtriebsmenge erfolgt, so daß die Blase bis zu dem kritischen Gehalt an Leicht siedendem immer gleich gefüllt bleibt, ändert sich der Gesamtwärmearaufwand nicht. Auch hier zeigt die Abb. 15, daß die Flächen, die die abzutreibenden Flüssigkeitsmengen darstellen, diesen proportional bleiben.

12. Das mittlere Verhältnis f_{Rm} des Rückstandes und des Dampfes f_d beim Abtrieb von Alkohol-Wassermischungen.

Um praktisch zu erfahren, wie groß das mittlere Verhältnis des Rückstandes in der Blase (und damit auch der Dampf daraus) während einer gewissen größeren Zeit des Abtriebes ist, muß zunächst festgestellt werden, wie groß dies Verhältnis dann ist, wenn aus einer bekannten Mischung gerade nur immer 1 kg Alkohol mit dem in jedem Falle dazugehörigen w verdampft wird. Diese Verhältnisse sind in der Tabelle 7 angegeben. Es ist offenbar, daß der Gehalt an Leicht siedendem in Hundert des Restes dabei keineswegs mit der Abnahme um je 1 kg a parallel geht, wie aus den Spalten 1 und 4 ersichtlich. Bei der Berechnung der Tabelle 7 wurde die Zusammensetzung des Dampfes aus dem Rückstande während jeder Stufe gleich der Zusammensetzung des Dampfes am Anfang jeder Stufe angenommen, durch welche Vernachlässigung keine erhebliche Ungenauigkeit entsteht. Es ist:

$$\frac{w}{a} = f \quad \frac{w - f_d}{a - 1} = f_R \text{ weil } (ad = 1). \quad (44)$$

Der Wert von f_R steht in der zweiten Spalte.

Aus dem Verhältnis des Rückstandes folgt sogleich dasjenige des Dampfes f_d in der dritten Spalte. Der Gehalt an Leicht siedendem

Das mittlere Verhältnis f_{Rm} des Rückstandes und des Dampfes f_d usw. 43

im Hundert des Rückstandes findet sich aus der Überlegung, daß wenn $a_R + w_R = 100$ ist, auch:

$$\frac{w_R}{a_R} = \frac{100 - a}{a} = f_R = \frac{100}{a} - 1 = f_R \quad (45)$$

folglich: $a_R = \frac{100}{f_R + 1}$ ist, worin a_R der Gehalt an Leichtsiedendem im Hundert des Restes ist.

Aus jeder Tabelle reziproker Zahlen kann also leicht, wenn das Verhältnis einer Mischung bekannt ist, der Gehalt in Hundert abgelesen werden.

Der größeren Genauigkeit wegen ist in der Tabelle 7 angenommen worden, daß von einem Alkoholgehalt von 15 Gewichtsteilen im Hundert an der Rest nur jedesmal um $\frac{1}{2}$ kg a, von 10% an nur um $\frac{1}{4}$ kg, von 2% an nur um 0,2 kg, von 1% an nur um 0,1 kg und von 0,1% nur um 0,02 kg jedes Mal abnimmt, worauf bei der Benutzung zu achten wäre.

Um nun das mittlere Verhältnis der Flüssigkeiten zwischen je zwei weiter auseinander liegenden Alkoholgehalten in 100 zu finden, werden alle Verhältnisse, die zwischen den bekannten liegen, addiert und durch ihre Anzahl geteilt. Dies Verfahren darf natürlich nur innerhalb solcher Gewichte an Alkohol angewendet werden, deren Teilung gleich ist.

Z. B. von 10,5 ÷ 7,75% findet sich f_R wie folgt:

$$\text{von 11\% bis 10\% } f_R = \frac{3,120 + 3,253}{2} = 3,1865$$

$$\text{von 10\% bis 7,75\% } f_R = \frac{32,727}{9} = 3,636$$

$$3,1865 \cdot 1 = 3,1865$$

$$3,6360 \cdot 2,25 = 8,2810$$

$$\frac{3,25}{3,25} \frac{11,3675}{3,25} = 3,497 = f_{Rm} \text{ von } 11\% \div 7,75\%$$

Hier ist die Tabelle 8 beigelegt, in der für viele Abdampfungen von Alkoholwassermischungen zwischen zwei Alkoholprozenten das mittlere Verhältnis des Rückstandes angegeben wird. Da bei der Rektifikation die erforderliche Rücklaufwärme im Verdichten von dem Verhältnis der jeweiligen Mischung abhängt, so ist in der Tabelle 8 auch die mittlere theoretische Rücklaufwärme C_R nach Tabelle 11 angegeben. In Wirklichkeit wird aber, namentlich für hochprozentige Erzeugnisse eine größere Rücklaufwärme erforderlich, um die Zahl der Böden zu vermindern.

13. Zweiteilige Blasen¹⁾.

(Abb. 16.)

Bisweilen werden die Blasen der Rektifizierapparate für schwächere Erzeugnisse durch eine wagrechte Scheidewand in zwei etwa gleich große Räume geteilt. Nachdem bei solchen Apparaten der Rest eines vorhergehenden Abtriebs aus dem oberen in den unteren Raum abgelassen, wird eine neue mehr oder weniger vorgewärmte Füllung, aus ursprünglicher Mischung bestehend, in den oberen Raum eingeführt. Der aus dem Abtrieb des Herabgelassenen, das nun den unteren Blasen teil füllt, entwickelte Dampf dient zur Beheizung des oberen Teils.

Es wird nach dem Gehalt an Leicht siedendem in beiden Blasen teilen gefragt.

Aus dem oberen Blasen teil muß bei jedem Abtrieb das gesamte Leicht siedende (a), das durch die neue Füllung eingeführt ist, mit dem beabsichtigten kleinen Teil an Schwersiedendem (w_e) als Erzeugnis entfernt werden. Zurückbleiben muß in diesem oberen Teil der Rest des Schwersiedenden ($w - w_e$) und der gesamte (oben verflüssigte) Dampf, der aus dem unteren Blasen teil zur Beheizung des oberen hinaufgestiegen ist. Dieser Dampf muß, das gesamte noch in dem aus dem oberen Teil herabgelassenen Rest zurückgebliebene Leicht siedende enthalten. Es kann sicher erwartet werden, daß die im oberen Teil zurückgebliebene Flüssigkeit nur noch wenig Leicht siedendes

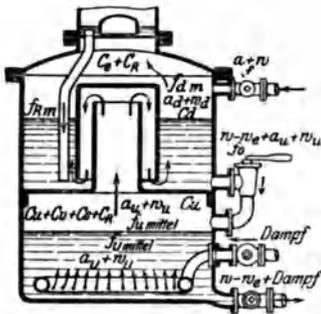


Abb. 16.

enthält. Diese arme Mischung muß im unteren Raum so viel Dampf entwickeln und in den oberen Teil schicken, daß sie dadurch sowohl selbst fast ganz vom Leicht siedenden befreit wird (d. h. etwa nur noch etwa 0,01 % davon behält, weil sie ja am Ende des Abtriebes als wertlos entfernt wird) als auch daß seine Wärme ausreicht zur Vorwärmung, Rücklaufbildung und Herstellung des Erzeugnisdampfes im oberen Teil, d. h. es muß sein:

$$C_u = C_v + C_e + C_R.$$

Die für die Vorwärmung und den Erzeugnisdampf nötigen Wärmemengen: $C_v + C_e$ sind in jedem Fall bekannt, nämlich:

$$C_v = a(\sigma + f\sigma_1)(t_o - t) \quad \text{und} \quad C_e = a(\alpha + f_e\beta). \quad (46)$$

¹⁾ Hierüber hat Herr M. Pallaske in den Mitteilungen des V. d. Kupferschm. u. Appar. B. Aust. Nr. 762--767 einen lesenswerten Aufsatz veröffentlicht.

Die Rücklaufwärme aber ist, da sich der Gehalt des oberen Raumes an Leicht siedendem von Beginn an vermindert, eine veränderliche Größe. Der Gehalt der oberen Flüssigkeit an Leicht siedendem nimmt von f bis f_0 ab.

$$C_R = \frac{a (f_{dm} - f_e) (\alpha + f_{Rm} \beta)}{f_{Rm} - f_{a \text{ mittel}}} \quad (47)$$

Darin bedeuten f_{dm} und f_{Rm} die mittleren Verhältnisse des Dampfes aus dem und des Rücklaufes in den oberen Blasteil (Abb. 14).

Diese Wärmemenge C_R nimmt für je ein Kilo des als Erzeugnis gewonnenen Leicht siedenden dauernd zu und kann aus der Tabelle 5 und den dazu gehörigen Erörterungen entnommen werden.

Auch der für den endlichen gänzlichen Abtrieb der in den unteren Raum abgelassenen Flüssigkeit erforderliche Wärmeverbrauch C_u ist veränderlich und steigend mit abnehmendem Gehalt der unteren Flüssigkeit an a . Es ist: $C_u = C_v + C_e + C_R$.

Wenn aus dem oberen Teil das gesamte Leicht siedende a ($= a_e$) mit der geringen Menge an Schwersiedendem ($w_e = a_f$), die zusammen das Erzeugnis bilden, abgetrieben ist, so muß von unten auch die ganze Menge des Leicht siedenden, das von oben nach unten abgelassen worden ist, (a_u) mit recht viel Schwersiedendem (w_u) (dessen Verhältnis $\frac{w_u}{a_u} = f_{u \text{ mittel}}$, andauernd wächst) in den oberen Teil der Blase gestiegen sein, so daß unten nur Schwersiedendem w_A übrig bleibt. Das von oben nach unten Herabzulassende hat also die folgende Zusammensetzung:

$$\begin{aligned} w - w_e + a_u + w_u \\ \frac{af - af_e + a_u f_{u \text{ mittel}}}{a_u} &= f_0 \\ a (f - f_e) &= a_u (f_0 - f_{u \text{ mittel}}) \\ a_u &= \frac{a (f - f_e)}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}} \\ C_u &= a_u (\alpha + f_{u \text{ mittel}} \beta) \\ C_u &= \frac{a (f - f_e) (\alpha + f_{u \text{ mittel}} \beta)}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}} \end{aligned} \quad (48)$$

Da der untere Wärmeverbrauch dem oberen gleich ist, so folgt:

$$\begin{aligned} a (\sigma + f\sigma_1) (t_0 - t) + a (\alpha + f_e \beta) + \frac{a (f_{dm} - f_e) (\alpha + f_{Rm} \beta)}{f_{Rm} - f_{dm}} \\ = \frac{a (f - f_e) (\alpha + f_{um} \beta)}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}} \end{aligned} \quad (49)$$

Offenbar kann hier a fortgehoben werden und dann gilt die Gleichung für 1 kg Leicht siedendes im Erzeugnis oder der Maische.

Die ersten zwei Glieder der linken Seite sind in jedem Fall bekannt, ebenso sind es die beiden ersten Faktoren des Zählers der rechten Seite ($a[f - f_0]$). Unbekannt ist die mittlere Rücklaufwärme (f_{Rm}) oben und der Bruch rechts $\frac{\alpha + f_{u \text{ mittel}} \beta}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}}$, weil in beiden Fällen die mittleren Verhältnisse vorkommen, die a priori nicht eingesetzt werden können. Dies um so weniger, als auch die Endzusammensetzung des Rückstandes oben (f_0), die ja die Anfangszusammensetzung unten wird, unbekannt ist. Wäre f_0 bekannt, so könnte das mittlere Verhältnis des Dampfes von unten $f_{u \text{ mittel}}$ aus dem vorhergehenden Abschnitt und seinen Tabellen 4 u. 5 ohne weiteres berechnet werden. Da dies aber nicht der Fall, muß man sich auf ein gewisses Probieren einlassen. Um diese Arbeit zu erleichtern, wird hier eine kleine Tabelle 6 eingefügt, die angibt den Wert des mittleren Verhältnisses ($f_{u \text{ mittel}}$) des unteren Blaseninhalts und des Dampfes daraus ($f_{u \text{ mittel}}$), wenn darin Mischungen von $50 \div 1 \%$ bis auf $0,059 \%$ abgetrieben werden. Ferner zeigt die Tabelle 6 das Verhältnis f_0 , d. h., das Verhältnis beim Beginn des unteren Abtriebes und sodann den Unterschied $f_0 - f_{u \text{ mittel}}$. Endlich wird in der 6. Spalte der Zahlenwert des Bruches $\frac{\alpha + f_{u \text{ mittel}} \beta}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}}$ mitgeteilt. Mit diesen Hilfsmitteln sind die folgenden Beispiele ausgerechnet.

Beispiele. Es sind in Rektifizierapparaten mit zweiteiligen Blasen Alkoholwassermischungen von $50 \div 10 \%$ zu verarbeiten. Welches ist dann der Alkoholgehalt in der oberen Blase in dem Augenblick, wo ihr Inhalt (Rest) nach unten abgelassen wird. Die spezifische Wärme ist $\sigma = 0,8$, $\sigma_1 = 1$. Das Erzeugnis hat $85,7 \%$ G (90% M). Die Ergebnisse der Betrachtung sind in einer Tabelle 7 zusammengetragen:

Es wird angenommen, daß die Ursprungsmischung $a + w$ von $20 \div 100^\circ$ d. i. um 80° erwärmt werden muß und so konnte in Spalte 2, in der Tabelle 9, der Wert von $C_v = (\sigma \cdot 0,8 + f \sigma_1)$ für je 1 kg Alkohol, bei Mischungen von $10 \div 50 \%$ gefunden werden. C_e ist für je 1 kg Alkohol bei Mischungen von 90% . $M = 298$ WE., was in die 3. Spalte getragen ist. Dann folgt das mittlere Verhältnis f_{Rm} im oberen Teil der Blase, was schätzungsweise angenommen wurde, nachdem vorher schon eine Proberechnung durchgeführt war. In der 5. Spalte steht die Anzahl der theoretisch erforderlichen WE. für den Rücklauf von 1 kg Alkohol bei dem vorläufig angenommenen mittleren Verhältnis der Flüssigkeit f_{Rm} .

In der 6. Spalte steht die Summe der Spalten 2, 3, und 5.

Die 7. und 8. Spalte zeigen die Werte von $f - f_e$ und $\frac{1}{f - f_e}$, die ja für jeden Fall bekannt sind.

Die 9. Spalte ist das Produkt der 6. mal der 8. In der 10. Spalte endlich ist vermerkt der Alkoholgehalt der Restflüssigkeit oben, die nach unten abgelassen wird und zwar gefunden mit Hilfe der Tabelle 6, welche die Werte des Faktors $\frac{\alpha + f_{u \text{ mittel}} \beta}{f_0 - f_{u \text{ mittel}}}$ anzeigt. Die Spalte 10 gibt also schon die Antwort auf die Frage, denn sie nennt den Alkoholgehalt der Flüssigkeit, die im unteren Teil der Blase ganz abgetrieben werden muß, um selbst fast keinen Al-

kohol mehr zu behalten und dabei so viel Wärme in Dampfform nach oben schicken muß, um dort aus der Ursprungsmischung $a + w$ das Erzeugnis $a_e + w_e$ zu liefern.

Der zweite untere Teil der Tabelle 9 enthält die ähnlichen Angaben für die Herstellung von Spiritus mit 96,5% M.

Nun aber ist es erforderlich, die Probe auf das Exempel zu machen und zu erforschen, ob die Spalte 10 auch wirklich den richtigen Prozentgehalt des Ablaufs angibt. Zu diesem Zweck stellen wir eine neue Tabelle 10 zusammen, in der die Spalte 1 den Alkoholgehalt der ursprünglichen Mischung zeigt. In die vierte Spalte dieser Tabelle tragen wir die für 100 kg Ursprungsflüssigkeit $a + w$ im oberen Teil der Blase erforderliche Wärmemenge $C_d = C_v + C_e + C_R$, indem wir die Zahlen der Spalte 6 der vorhergehenden Tabelle 9 mit der Anzahl von Kilogramm Alkohol multiplizieren, die in 100 kg $a + w$ enthalten sind. Die dritte Spalte enthält die mittleren Verhältnisse des Dampfes f_{um} aus dem unteren Blasenteil während des Abtriebes. Diese Zahlen sind der Spalte 3 der Tabelle 6 entnommen, d. h. aus ihr interpoliert.

Die fünfte Spalte zeigt den ausgerechneten Faktor $\alpha + f_{um}\beta$ und die sechste Spalte den reziproken Wert davon.

Da $C_u = a_u(\alpha + f_{um}\beta) = C_d = C_v + C_e + C_R$ ist und weil C_d in Spalte 4 steht, kann nun a_u gefunden und in Spalte 7 eingetragen werden.

Ist a_u bekannt, so ist es $w_u = a_u f_u$ auch. Dies gibt die achte Spalte. In der zweiten Spalte steht das Wassergewicht $w - w_e$, das oben aus $a + w$ übrig geblieben ist, nachdem das Erzeugnis $a + w$ abgetrieben worden. Die neunte und zehnte Spalte geben die Summen der Einzelgewichte der oberen Restflüssigkeit und ihren reziproken Wert.

Endlich kann nun der Prozentgehalt an Alkohol gefunden werden, der sich in diesem Rest einstellt, aus Wasser von oben und Dampf von unten $a_u + w_u + w - w_e$. Dies ist in die Spalte 11 gesetzt.

Es zeigt sich, daß die Spalte 11 der Tabelle 10 mit der Spalte 10 der Tabelle 9 gut übereinstimmt, was zu beweisen war.

14. Die ununterbrochene Trennung oder kontinuierliche Destillation.

Während die Blase der Rektifizierapparate auf einmal mit der ganzen Menge des zu verarbeitenden oft aus drei und mehr Stoffen bestehenden Flüssigkeitsgemisches beschickt wird, um dann während längerer Arbeitszeit die einzelnen Teile des Gemisches nacheinander möglichst scharf getrennt zu ergeben, werden die kontinuierlichen Destillierapparate ununterbrochen mit dem zu trennenden Gemisch gespeist und sollen dann die getrennten Teile zugleich ununterbrochen abliefern.

Es ist in der Wirkungsweise der Trennungssäulen begründet, daß jede zu gleicher Zeit eine Mischung nur in zwei Teile, nicht in beliebig viele zerlegen kann. Wenn ein Gemisch nur aus zwei Teilen besteht, so kann eine ununterbrochen arbeitende Säule diese auch ebenso scharf und genau trennen, wie es der diskontinuierliche Rektifizierapparat vermag. Besteht das zu behandelnde Gemisch aber aus mehr als zwei Stoffen, so kann die ununterbrochen arbeitende Säule eine von diesen sehr gut abscheiden, die anderen aber nur als Mischung. Wenn daher Mischungen aus mehr als zwei Stoffen ununterbrochen getrennt werden sollen, so müssen Apparate mit mehreren Säulen verwendet werden. Hierdurch wird der Bau solcher Apparate natürlich verwickelter, auch ihre Erklärung und ihr Betrieb etwas schwieriger. Da aber in der Tat auch bei ihnen die sogleich vorzutragenden Darlegungen volle Anwendung finden, sollen hier zunächst nur die ununterbrochen arbeitenden Apparate zur Trennung zweier Stoffe erörtert werden.

Die gleichen Erwägungen, die uns bei den Rektifizierapparaten geleitet haben, werden auch im folgenden anzustellen sein. Aber die Notwendigkeit, die Eintrittstemperatur der Mischung zu berücksichtigen, deren Wärmeaufnahme in den einzelnen Apparateilen so zu ordnen, daß der Betrieb möglichst wirtschaftlich werde, und die Forderung, daß oft beide, bisweilen wenigstens einer der Mischungsteile ganz frei von dem anderen sei, werden die Erwägungen verändern.

Es sollen im folgenden die tatsächlichen Verhältnisse klargelegt, der Wärmeverbrauch festgestellt und die an den verschiedenen Teilen der Apparate sich bewegendenden Flüssigkeits- und Dampfgewichte bestimmt werden. Dies soll zunächst allgemein in einer Weise geschehen, die für sehr viele Mischungen gilt, und dann soll eine Anzahl von solchen, für die die physikalischen Eigenschaften bekannt sind, im besonderen behandelt werden.

Wenn von einer Anzahl besonderer Anordnungen abgesehen wird, weil auch für diese mutatis mutandis das zu Sagende gilt, so kommen besonders zwei voneinander etwas verschiedene Anordnungen kontinuierlicher Trennungsapparate in Betracht. Diese sind durch die schematischen Zeichnungen Abb. 3 und 4 verdeutlicht und in ihnen sind die an den verschiedenen Stellen geltenden Bezeichnungen für Dampf und Flüssigkeit eingetragen.

Entweder ist die Rektifikations- (Verstärkungssäule) (S) über die Abtriebs- (Maische) Säule (A) gesetzt, Abb. 3, oder die erste ist neben die zweite gestellt, Abb. 4. Die zweite Anordnung wird gewählt, um den Apparat ein wenig niedriger zu erhalten, oder bisweilen um die aus A abfließende Flüssigkeit (Ablauf, Schlempe) wasserärmer zu gewinnen. Wirkung und Wärmeverbrauch ist bei beiden Anordnungen gleich.

Steht die Verstärkungssäule (S) neben der Abtriebssäule (A), so muß unter S noch eine besondere (Lutter-) Säule (L) gesetzt werden, um den aus S abfließenden Rücklauf zu entgeisten.

In beiden Fällen geht die Mischung (Maische) in einer Schlange oder einer anderen Anwärmevorrichtung durch den Vorwärmer (V), in der sie durch die aus der Verstärkungssäule (S) aufsteigenden Dämpfe ($a_s + w_s$) vorgewärmt wird, und tritt dann in die Abtriebssäule (A), um in dieser, nach und nach entgeistet, abzuzufießen und sie als Ablauf (Schlempe), frei vom Leicht siedenden, zu verlassen. In die Abtriebs-(Maische-)Säule strömt unten Heizdampf ein; die aus ihr steigenden Dämpfe gelangen in die Verstärkungssäule (S), werden darin verstärkt und im Vorwärmer (V) zum Teil niedergeschlagen. Das Nichtniedergeschlagene ($a_o + w_o$) geht in den Kühler (K) und aus diesem als Erzeugnis fort; das Niedergeschlagene fließt als Rücklauf ($a_v + w_v$) in die Säule (S) zurück. Der Rücklauf aus der Säule (S) ($a_N + w_N$) gelangt zur vollkommenen Entgeistung entweder in die Luttersäule (L) (Abb. 4), oder in die Abtriebssäule (A) (Abb. 3) und wird im letzteren Falle mit der ursprünglichen Mischung (Maische) zusammen abgetrieben¹⁾.

15. Die Verstärkungssäule steht über der Abtriebssäule.

(Abb. 17.)

Auf den Boden M (d. h. den obersten Boden der Abtriebssäule) fließt die Mischung $a + w$, meistens mit einer unterhalb ihres Siedepunktes liegenden Temperatur t_v . Sehr häufig zwar findet eine Vorwärmung der Mischung im Verdichter durch die aus der Säule kommenden Dämpfe statt, allein weil ihr Siedepunkt stets höher als die Temperatur dieser Dämpfe liegt, kann sie den Boden M nicht siedend erreichen.

Die Vorwärmung der Mischung $a + w$ kann durch den unteren Ablauf (Schlempe) bewirkt werden, der ja meistens eine höhere Siedetemperatur als die Mischung hat. Allein in Deutschland ist dies Verfahren nicht häufig angewendet worden, weil es keine sehr erheblichen Vorteile gewährt und die Apparate etwas verwickelter und teurer macht.

Zugleich mit $a + w$ steigt auf den Boden M von unten aus der Säule ein Dampfgemisch, bestehend aus den Stoffen a und w . Dieses Gemisch kann aus zwei Teilen zusammengesetzt gedacht werden:

¹⁾ Es gibt Flüssigkeitsgemische, die so geartet sind, daß sie bei bestimmten Mischungsverhältnissen Dämpfe erzeugen, in denen eine Komponente überwiegt, bei anderen Mischungsverhältnissen aber Dämpfe erzeugen, in denen eine andere Komponente überwiegt, wodurch die Trennung erschwert wird.

1. Aus dem Teil $a_h + w_h$ ¹⁾, der dazu bestimmt ist, die Mischung $a + w$ von ihrer Eintrittstemperatur t_v auf ihre Siedetemperatur auf dem Boden M (d. i. t_m) zu erwärmen. Nachdem der Dampf $a_h + w_h$ seine Verdampfungswärme an die Mischung $a + w$ dadurch abgegeben hat, daß er sich in ihr verflüssigt, fließt er mit ihr und allem übrigen vom Boden M herab. Die der Mischung $a + w$ zum Sieden fehlende und durch die Verflüssigung von $a_h + w_h$ ihr zugeführte Wärme sei $= C_h$. Dann ist, wie bekannt

$$C_h = a_h \alpha + w_h \beta \quad (50)$$

$$C_h = a_h (\alpha + f_h \beta). \quad (51)$$

2. Der zweite Teil des von unten auf den Boden M und in die Mischung $a + w$ gelangenden Dampfes werde bezeichnet mit $a_x + w_x$. Seine Wärme ist:

$$C_x = a_x \alpha + w_x \beta \quad (52)$$

$$C_x = a_x (\alpha + f_x \beta). \quad (52)$$

Diese Wärme ist dazu bestimmt, aus der nun siedenden Mischung $a + w + a_h + w_h + a_x + w_x$ nicht nur das Leichtsiedende $a = a_e$ in der gewünschten Stärke, d. h. in der Zusammensetzung $a_e + w_e$ zu verdampfen, sondern außerdem noch soviel an zusätzlichem Dampf aus dem Boden M in die Verstärkungssäule zu entsenden, als für die Erreichung dieser Wirkung (d. h. zur Erzielung eines Erzeugnisses von gewünschtem Gewicht und Gehalt) gebraucht wird.

Hierzu ist erforderlich, daß der Dampf $a_x + w_x$ liefere:

a) die Wärme C_e für die Entwicklung des zu erzielenden Erzeugnisses $a_e + w_e$ (oder $a + w_e$) in Dampfform, das ist:

$$C_e = a_e \alpha + w_e \beta \quad (53)$$

$$C_e = a_e (\alpha + f_e \beta). \quad (54)$$

Dadurch, daß die (von $a_x + w_x$ gelieferte) Wärme C_x aus der Mischung $a + w$ den Teil $a_e + w_e$ verdampft, verbleibt der flüssige

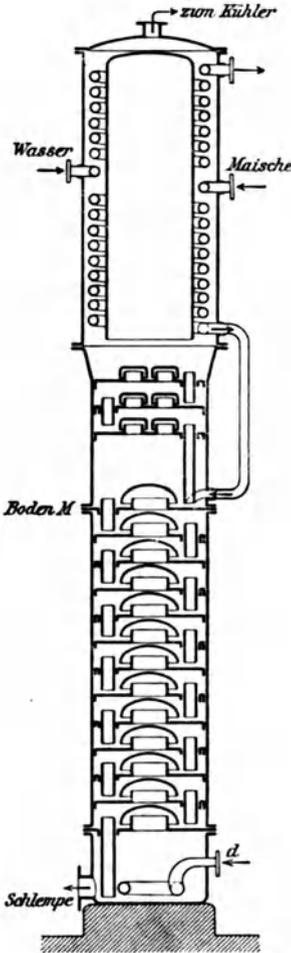


Abb. 17.

¹⁾ Wir erinnern uns daran, daß kleine Buchstaben als Zeiger (Indizes) bedeuten, daß es sich um Dämpfe, große Buchstaben als Zeiger, daß es sich um Flüssigkeiten handelt (S. 7).

Rest $w - w_e$ übrig. Dieser fließt von dem Boden M mit dem übrigen (d. i. zunächst $a_h + w_h$) herab.

b) Der Dampf $a_x + w_x$ muß ferner den Begleitdampf für $a_e + w_e$ liefern.

Es ist ja an sich und aus früher Besprochenem bekannt, daß sich aus Mischungen, die schwach an Leicht siedendem sind, nicht ohne weiteres ein an Leicht siedendem sehr reicher Dampf (das Erzeugnis) entwickeln kann, daß vielmehr, um dies zu erreichen, in der Verstärkungssäule mit dem reinen Dampf $a_e + w_e$ immer noch ein anderer, schwächerer Dampf zusammen aufsteigen muß, der den ersten begleitet, auf jedem höheren Boden, durch die ihm entgegenströmende Flüssigkeit, verändert und verstärkt, durch die eigene Verflüssigung im Verdichter selbst wieder jene eben erwähnte entgegenströmende Flüssigkeit bildet. Wie im Abschnitt 5 dargestellt, vollführt dieser Begleitdampf zwischen je zwei Böden einen Kreislauf, indem er einen Boden als Dampf verläßt, sich auf dem nächst höheren verflüssigt und dann sogleich wieder auf den nächst tieferen, seinen Ursprungsboden, herabfließt. Dort wieder in Dampf verwandelt, vollführt er den Kreislauf immer aufs neue. Dabei bleibt der Wärmeinhalt auf allen Böden unverändert der gleiche (wenn Ausstrahlungs- und andere Verluste fehlen). (Abb. 6.)

Der mit $a_e + w_e$ aus dem Boden M in den untersten Boden der Verstärkungssäule S aufsteigende Begleitdampf muß also auch wieder von diesem Boden als Flüssigkeit (Rücklauf) auf den Boden M herabfallen, um dort durch neuen Dampf $a_x + w_x$ von neuem wieder in Dampf verwandelt zu werden. Diese Rücklaufflüssigkeit sei $a_N + w_N$ ¹⁾. Ihr Wärmeinhalt ist C_N

$$C_N = a_N \alpha + w_N \beta \quad (55)$$

$$C_N = a_N (\alpha + f_N \beta). \quad (56)$$

Der aus dem Boden M aufsteigende Dampf hat also die Zusammensetzung:

$$a_e + w_e + a_N + w_N.$$

Es ist demnach:

$$C_x = C_e + C_N = a_e (\alpha + f_e \beta) + a_N (\alpha + f_N \beta) \quad (57)$$

(worin $C_N = C_V = C_R$ ist) und die ganze, auf dem obersten Boden M der Abtriebssäule zur Wirkung kommende Wärme ist:

$$C_a = C_h + C_x = C_h + C_e + C_N = C_h + C_e + C_R. \quad (58)$$

Die Summe $C_h + C_e + C_R$ stellt noch nicht den ganzen Wärmeverbrauch der Abtriebssäule dar, denn es sind noch zwei fernere kleinere Wärmebedürfnisse zu befriedigen:

¹⁾ $a_N + w_N$ ist die Rücklaufflüssigkeit vom untersten Boden der Verstärkungssäule auf den Boden M. Auf jedem anderen Boden wird sie $a_R + w_R$ und vom Kondensator $a_V + w_V$ genannt.

3. Die Erwärmung der Abflussflüssigkeit. Die Siedetemperatur t_m der auf dem Boden M kochenden Flüssigkeit ist nämlich niedriger als die der Masse (Schlempe), welche unten die Abtriebssäule mit der Temperatur t_u verläßt und die fast nur aus Schwersiedendem w besteht. Folglich muß diese Masse von der Temperatur t_m auf diese Siedetemperatur t_u erwärmt werden, wozu die Wärme:

$$C_u = (w - w_e)(t_u - t_m) \sigma_1 \quad (59)$$

gehört.

4. Endlich ist noch die unvermeidliche Wärmeausstrahlung C_{st} der Apparätwände zu berücksichtigen, von der etwas später die Rede sein wird.

Nun soll dargelegt werden, wie aus dem gegebenen Verhältnis (f) der Ursprungsmischung und dem des herzustellenden Erzeugnisses (f_e) sich der erforderliche Wärmeaufwand und anderes leicht ergibt:

Aus dem eben Gesagten erhellt, daß auf den obersten Boden M gelangen und von ihm entweichen müssen folgende Dampf- und Flüssigkeitsgewichte:

$$a + w + a_h + w_h + a_N + w_N + a_x + w_x - a_e - w_e - a_N - w_N \quad (60)$$

oder: $w - w_e + a_h + w_h + a_x + w_x. \quad (61)$

Das f_M genannte Verhältnis dieser Mischung, die den Boden M bedeckt und ihn als Rückfluß verläßt, ist:

$$\frac{w - w_e + w_h + w_x}{a_h + a_x} = f_M \quad (62)$$

oder wenn die Verhältniszahlen eingesetzt werden:

$$\frac{w}{a} = f \quad \frac{w_e}{a_e} = f_e \quad \frac{w_h}{a_h} = f_h \quad \frac{w_x}{a_x} = f_x$$

$$\frac{a(f - f_e) + a_h f_h + a_x f_x}{a_h + a_x} = f_M \quad (63)$$

Weil $a_x + w_x$ und $a_h + w_h$ Teile desselben Dampfes sind, müssen sie auch immer dieselbe Zusammensetzung haben, daher kann für f_h auch f_x gesetzt werden:

$$\frac{a(f - f_e) + (a_h + a_x) f_x}{a_h + a_x} = f_M. \quad (64)$$

$$a(f - f_e) = (a_h + a_x)(f_M - f_x) \quad (65)$$

$$\frac{a(f - f_e)}{f_M - f_x} = a_h + a_x \quad (66)$$

$$a_h = \frac{C_h}{\alpha + f_x \beta} \quad a_x = \frac{C_x}{\alpha + f_x \beta} \quad (67)$$

$$C_h + C_x = C_h + C_B + C_e = \frac{a(f - f_e)(\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x}. \quad (68)$$

Diese wichtige Gleichung (68) gibt die Beziehungen zwischen dem gesamten Wärmeverbrauch auf dem obersten Boden M der Abtriebssäule und der Zusammensetzung der Flüssigkeiten und Dämpfe auf diesem Boden. Sie kann aber zur Berechnung spezieller Fälle nur dann verwendet werden, wenn außer der Zusammensetzung der Ursprungsmischung f und des Produktes f_e auch noch zwei oder drei andere Faktoren: Wärmeverbrauch ($C_h + C_x$), Zusammensetzung der Flüssigkeit auf dem Boden M (d. i. f_m) oder des von unten aus diesem steigenden Dampfes f_x bekannt sind, was im allgemeinen selten der Fall sein wird.

Die einfache Lösung wird zugleich dargelegt werden.

Inzwischen sollen auch die drei einzelnen Teile des Wärmeverbrauchs $C_R = C_V = C_N$, C_e und C_h in ihrer Abhängigkeit von der Zusammensetzung der Dämpfe und Flüssigkeiten ausgedrückt werden.

Zuerst die Wärme des Rücklaufs auf den Boden M (d. i. C_N). Der aus dem Boden M aufsteigende Dampf, dessen Verhältnis f_m genannt werden möge, besteht aus dem Erzeugnisdampf $a_e + w_e$ plus dem diesen begleitenden Dampf, der gleich ist der Flüssigkeit, die vom untersten Boden der Verstärkungssäule auf den Boden M zurückläuft ($a_N + w_N$). Er ist daher $= a_e + w_e + a_N + w_N$ und sein Verhältnis:

$$\frac{w_e + w_N}{a_e + a_N} = f_m \quad (69)$$

$$a_e f_e + a_N f_N = a_e f_m + a_N f_m, \quad (70)$$

$$a_N = \frac{a_e (f_m - f_e)}{f_N - f_m} \quad (71)$$

da aber auch:

$$a_N = \frac{C_V}{\alpha + f_N \beta} \quad (72)$$

ist, folgt:

$$C_N = C_R = C_V = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_N \beta)}{f_N - f_m}. \quad (73)$$

Diese wichtige Formel (73) ist gleichbedeutend mit den Gleichungen (24) und (35).

C_N ist die Wärmemenge des Rücklaufs $a_N + w_N$ und da diese Wärme in den Rückläufen aller Böden die gleiche sein muß, so ist C_N auch gleich der Wärmemenge C_V , die im Verdichter dem aus der Verstärkungssäule kommenden Dampf entzogen werden muß, damit aus einem Dampf mit dem Verhältnis f_m ein Erzeugnis mit dem Verhältnis $= f_e$ und dem Gehalt an Leichtesiedendem $= a_e$ entstehe. Aus demselben Grunde ist C_N auch gleich der Rücklaufwärme von jedem beliebigen Boden C_R .

Ferner ist die Verdampfungswärme des Erzeugnisses:

$$C_o = a_o(\alpha + f_o\beta)$$

oder in einer später passenderen Form:

$$C_o = \frac{a_o(f_M - f_x)(\alpha + f_o\beta)}{f_M - f_x} \quad (75)$$

Endlich die Beziehung, welche besteht zwischen dem Wärmeaufwand C_h für die Erwärmung der Ursprungsflüssigkeit $a + w$ von ihrer Temperatur t_v beim Eintritt auf den Boden M bis auf die dort herrschende Siedetemperatur t_m und den Gewichten und Verhältnissen der Flüssigkeiten und Dämpfe daselbst. Sie wird durch eine leichte Umformung der Gleichung (68) dargestellt.

$$C_h = \frac{a_o(f - f_o)(\alpha + f_x\beta)}{f_M - f_x} - C_x \quad (76)$$

oder da:

$$C_x = a_x(\alpha + f_x\beta) = \frac{a_x(\alpha + f_x\beta)(f_M - f_x)}{f_M - f_x} \quad (77)$$

$$C_h = \frac{(a_o(f - f_o) - a_x(f_M - f_x))(\alpha + f_x\beta)}{f_M - f_x} \quad (78)$$

Die Summe der Gleichungen (73), (75), (78) muß natürlich die Gleichung (68) ergeben, allein da f_M , f_x , f , f_N , f_m im allgemeinen nicht bekannt sind, so wird durch solche Addition für die praktische Rechnung kaum etwas gewonnen. Es ist deshalb erforderlich, noch eine bekannte Bedingung einzuführen, die die Lösung der Gleichungen ermöglicht.

Glücklicherweise ist die neue Bedingung, die für die Bestimmung der a priori unbekanntem Faktoren erforderlich ist, eine solche, die die Gestalt der Gleichungen vereinfacht und die ganze Aufgabe erleichtert, es ist nämlich die Bedingung, daß die Gleichungen für die wirtschaftlich günstigsten Umstände gelten sollen. Die Folgen dieser Annahme für die Gleichungen und deren Auflösung sollen sogleich dargelegt werden.

Am wirtschaftlichsten arbeiten die Säulen, die für eine bestimmte Leistung den geringsten Aufwand an Heizung und Kühlung erfordern, selbst dann, wenn zu diesem Zweck ihre Abmessungen, also ihre Herstellungskosten, gegenüber verschwenderischer arbeitenden etwas vergrößert werden müßten.

Es soll nunmehr der ganze Wärmebedarf der Apparate für ununterbrochene Trennung (der kontinuierlichen Destillierapparate) systematisch zusammengestellt werden unter dem Gesichtspunkt der größten Wirtschaftlichkeit. Er setzt sich aus folgenden Teilen zusammen:

1. $C_h =$ die für die Erwärmung der Ursprungsflüssigkeit von ihrer Vorwärmetemperatur t_v auf die Temperatur t_m des obersten Bodens M der Abtriebssäule.

Es ist:

$$C_h = (a + w) \sigma (t_m - t_v), \quad (79)$$

worin σ die spezifische Wärme der Flüssigkeit $a + w$ bedeutet. Offenbar ist es zweckmäßig (wenn nicht in besonderen Fällen andere Interessen überwiegen), die Mischung $a + w$ im Verdichter (Vorwärmer) durch die Dämpfe aus der Verstärkungssäule so hoch wie möglich auf die Temperatur t_v vorzuwärmen, wodurch zugleich Kühlwasser gespart wird.

Ferner kann folgende Überlegung angestellt werden. Der Wärmeaufwand zur Erzeugung eines bestimmten Erzeugnisses aus einer bekannten Ursprungsmischung hängt von der Zusammensetzung der Flüssigkeit $a_N + w_N$ (worin $\frac{w_N}{a_N} = f_N$ ist) ab, die aus der Säule in die verdampfende Ursprungsmischung zurückfließt, und er ist am geringsten, wenn die Zusammensetzung dieses Rücklaufs gleich ist der der Ursprungsmischung (f_M) selbst. Freilich ist diese theoretische Forderung praktisch nicht ganz erfüllbar, aber man kann sich ihr sehr nähern, wie die Erfahrung und die späteren Berechnungen der Apparate für verschiedene Stoffe zeigen. Für die praktische Ausgestaltung der Formeln muß nun, schon um Willkürlichkeiten zu vermeiden, die Annahme gemacht werden, daß der Rücklauf (f_N) der Ursprungsflüssigkeit (f_M) gleich sei, wobei dann darauf gerechnet werden muß, daß in Wirklichkeit der Wärmeverbrauch etwas größer als der theoretisch kleinste sein wird. Die ursprünglichen Gleichungen (27), (35), (68), (73), (75) und (78) behalten dabei ihre Bedeutung für alle anderen speziellen Fälle, in denen andere Annahmen gemacht werden.

Für den Fall des theoretisch kleinsten Wärmeverbrauchs hat also der Rücklauf aus der Verstärkungssäule die gleiche Zusammensetzung wie die Flüssigkeit auf dem Boden M. Es ist dann $f_N = f_M$. Auch die Dämpfe f_h und f_x , die von unten auf diesen Boden gelangen, haben dann die gleiche Zusammensetzung, wie die aus ihm aufsteigenden, daher denn $f_h = f_x = f_m$ ist. Der Teil des von unten kommenden Dampfes $a_x + w_x$ hat den Zweck, aus dem Boden M sowohl das Erzeugnis $a_e + w_e$ als auch den Rücklauf $a_N + w_N$ zu verdampfen.

Deshalb ist:

$$C_x = C_e + C_N = a_e \alpha + w_e \beta + a_N \alpha + w_N \beta \quad (80)$$

$$C_x = a_x \alpha + w_x \beta = (a_e + a_N) \alpha + (w_e + w_N) \beta \quad (81)$$

folglich:

$$a_x = a_e + a_N \quad w_x = w_e + w_N \quad (82)$$

Demnach kann in die Gleichung (78) für a_x auch $a_e + a_N$ gesetzt werden,

$$C_h = \frac{(a_e f - f_e) - (a_e + a_N)(f_M - f_x)(\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x} \quad (83)$$

Nun ist das Verhältnis des Dampfes, der sich aus dem Boden M erhebt:

$$\frac{w_e + w_N}{a_e + a_N} = \frac{a_e f_e + a_N f_N}{a_e + a_N} = f_m \quad (84)$$

$$a_N (f_N - f_m) = a_e (f_m - f_e) \quad (85)$$

$$a_N = \frac{a_e (f_m - f_e)}{f_N - f_m} \quad (86)$$

und ferner:

$$a_e + a_N = a_e + \frac{a_e (f_m - f_e)}{f_N - f_m} = \frac{a_e (f_m - f_e + f_N + f_m)}{f_N - f_m} \quad (87)$$

$$a_e + a_N = \frac{a_e (f_N - f_e)}{f_N - f_m} \quad (88)$$

Wird dieser Wert von $a_e + a_N$ in die Gleichung (83) eingesetzt, so entsteht:

$$C_h = \frac{a_e \left[\frac{(f - f_e)(f_N - f_e) - (f_N - f_e)(f_M - f_x)}{f_N - f_m} \right] (\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x} \quad (89)$$

Den eben angestellten Betrachtungen folgend, kann in dieser Gleichung (89) für den Fall des geringsten Wärmeverbrauches gesetzt werden $f_N = f_M$ und $f_x = f_m$, und wenn dann die Multiplikation ausgeführt wird, ergibt sich:

$$C_h = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_x} \quad (90)^1$$

¹⁾ Man kann natürlich auch auf anderem Wege zu der Gleichung (90) gelangen, z. B. auf dem, daß gleich in den ersten Ansatz die Bedingung des geringsten Wärmeverbrauchs eingeführt und $a_x = a_N + a_e$ gesetzt wird. Dann ist das Verhältnis auf dem Boden M:

$$\frac{w - w_e + w_h + w_N + w_e}{a_h + a_N + a_e} = f_M \quad (91)$$

$$\frac{a(f - f_e) + a_h f_m + a_N f_M + a_e f_e}{a_h + a_N + a_e} = f_M \quad (92)$$

$$a_e (f - f_e) = a_h (f_M - f_m) + a_N (f_M - f_M) + a_e (f_M - f_e) \quad (93)$$

$$a_e (f - f_e - f_M + f_e) = a_h (f_M - f_m) \quad (94)$$

$$\frac{a_e (f - f_M)}{f_M - f_m} = a_h = \frac{C_h}{\alpha + f_m \beta} \quad (95)$$

$$C_h = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (96)$$

Diese Gleichung ist recht wichtig für die Berechnung der Apparate für ununterbrochene Trennung (kontinuierliche Destillation), denn sie lehrt, daß die Zusammensetzung der Flüssigkeit auf dem Boden M und des aus ihr aufsteigenden Dampfes, für den Fall des kleinsten Wärmeverbrauches, nur abhängt von der für die Erwärmung der Mischung $a + w$ auf dem Boden M erforderlichen Wärmemenge. Sie ist der Schlüssel für die Berechnung dieser Apparate.

Weil die Kenntnis der Verhältnisse f_M und f_m die Grundlage für die Berechnung der Destillierapparate gibt, so muß mit der Auswertung der Gleichung (90) begonnen werden.

Bekannt in ihr sind stets: das Verhältnis der Ursprungsmischung $\frac{w}{a} = f$, deren Gehalt an Leichtesiedendem $a = a_e$, ihr Erwärmungsbedürfnis $C_h = (a + w) \sigma (f_m - t_v)$, die Verdampfungswärme (α und β) der Stoffe a und w und deren spezifische Wärme σ .

Gewöhnlich wird, wie schon bemerkt, der Wärmeersparnis wegen, die zu trennende Mischung, ehe sie auf den Boden M fließt, von ihrer ursprünglichen Temperatur t im Verdichter auf die Temperatur t_v durch den aus der Verstärkungssäule kommenden Dampf, dessen Temperatur t_s jedenfalls ziemlich genau bekannt ist, bis auf etwa $10 \div 8^\circ$ unter t_s ($t_N = t_s - 8$) oder durch die abfließende Mischung, den Ablauf (die Schlempe) auf eine dieser Masse nahe Temperatur t_a vorgewärmt.

Die Siedetemperatur t_m der Flüssigkeit auf dem Boden M kann gleichfalls vor der Rechnung schon annähernd festgestellt werden, da im allgemeinen ihre Zusammensetzung durch die Vorgänge im Apparat nicht in überraschender Weise geändert wird. Soll die Bestimmung von t_m genauer geschehen, so muß wohl die Rechnung nach genauerer Kenntnis der Zusammensetzung auf dem Boden M noch ein zweites Mal ausgeführt werden. So läßt sich die für die Temperaturerhöhung erforderliche Wärme C_h bestimmen:

$$C_h = (a \sigma_a + w \sigma_w) (t_m - t_v) \quad (97)$$

Ist dies geschehen, so lehrt die Gleichung (90) die Verhältnisse f_M und f_m der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem Boden M errechnen, da diese Verhältnisse miteinander in festem Zusammenhang stehend (zwar nicht durch eine einfache Formel, wohl aber) aus der Beobachtung der Forscher für eine erhebliche Anzahl von Mischungen bekannt und auf Grund dieser für einige Stoffe in den Tabellen 2, 23, 30, 34, 38, 41, 46, 52 zusammengestellt sind.

Mangels eines mathematischen Ausdrucks für die Beziehung der Zusammensetzung der flüssigen Mischung zu der ihres Dampfes kann

die Gleichung (90) allerdings nicht ohne weiteres ausgerechnet werden, sondern sie muß durch einiges Probieren mit Hilfe der Tabellen derart gelöst werden, daß zwei zusammengehörige Werte f_M und f_m probeweise eingesetzt werden und dies so oft wiederholt wird, bis ein Paar davon die rechte Seite der Gleichung (90) gleich dem vorher bestimmten C_h macht.

2. Die Bekanntschaft von f_M und f_m vermittelt nun sogleich die so erwünschte Kenntnis der im Verdichter zu entziehenden Rücklaufwärme C_V .

Denn aus dem früheren wissen wir, daß die für die Trennung der Stoffe erforderliche Gesamtwärme C_a ist:

$$C_a = C_e + C_h + C_V$$

$$C_V = C_a - C_e - C_h.$$

Hierin ist die Verdampfungswärme des Erzeugnisses C_e immer bekannt, ebenso der Wert von C_h . Die Gesamtwärme C_a fand sich in der Gleichung (68) angegeben. Werden nun in diese die für den günstigsten Fall geltenden, durch die Gleichung (90) gefundenen Werte für f_M und f_m eingesetzt, so ist auch der Gesamtwärmeaufwand C_a dadurch bestimmt:

$$C_a = C_e + C_h + C_V = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}. \quad (99)^1$$

Wird von C_a abgezogen C_e und C_h , so ist:

$$C_V = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} - a_e (\alpha + f_e) \beta - \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m},$$

¹⁾ Diese Gleichung muß natürlich auch erscheinen, wenn die Gleichungen 73, 75, 90 addiert werden. Es ist:

$$C_e + C_R + C_h = \frac{a_e [(f_M - f_x) (\alpha + f_e \beta) + (f_m - f_e) (\alpha + f_R \beta) + (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)]}{f_M - f_m}. \quad (111)$$

Wenn die Multiplikation im Zähler wirklich ausgeführt und die positiven gegen die negativen Glieder gehoben werden, so folgt:

$$\alpha (f - f_e) + \beta (f_M \cdot f_e + f_m f_R + f \cdot f_m - f_x f_e - f_R f_e - f_M f_m) \quad (112)$$

$$\alpha (f - f_e) + \beta (f_e (f_M - f_R) - f_m (f_M - f_R) + f_m f - f_x \cdot f_e) \quad (113)$$

$$\alpha (f - f_e) + \beta ((f_M - f_R) (f_e - f_m) + f \cdot f_m - f_x f_e). \quad (114)$$

Wird in diese Gleichung, wie es für den günstigsten Fall geschehen muß, $f_x = f_m$ $f_R = f_M$ gesetzt und Gleiches gehoben, so bleibt:

$$C_e + C_R + C_h = C_a = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}. \quad (115)$$

wird diese Gleichung aufgelöst, so erscheint wieder die Rücklaufwärme:

$$C_R = C_V = \frac{a_e (f_M - f_e) (\alpha + f_M \beta)}{f_M - f_m}. \quad (100)^1$$

Dies ist die zweite wichtige Gleichung für die Berechnung der Apparate für ununterbrochene Trennung, die, da die Gleichung (90) die Werte von f_M und f_m gegeben hat, a , f_e , α und β aber a priori bekannt sind, nun leicht zu lösen ist.

Die Rücklaufwärme $C_V (= C_i + C_w)$ wird dem Dampf $a_s + w_s$ gewöhnlich durch zwei Flüssigkeiten entzogen, nämlich:

a) zu einem Teil durch die kalte, vorzuwärmende Mischung $a + w$, die durch die Aufnahme der Wärme C_s sich von t auf t_v erwärmt.

$$C_i = (a \sigma_a + w \sigma_w) (t_i - t) \quad (110)$$

b) zum zweiten Teil durch Wasser oder ein anderes Kühlmittel, das dann die Wärme $C_w = C_V - C_i$ aufnehmen muß.

Die ursprüngliche Temperatur des Kühlwassers und die andere, bis zu der es im Verdichter erwärmt werden soll, hängt natürlich von den Umständen des einzelnen Falles ab, und wird auch davon beeinflußt, ob das Wasser, schon im Kühler zur Verflüssigung des Erzeugnisdampfes $a_e + w_e$ benutzt, etwas warm in den Verdichter gelangt, was oft sehr zweckmäßig ist. Wenn nicht kaltes Wasser, sondern unter besonderen Umständen, andere Stoffe zur Wärmeentziehung verwendet werden, z. B. Luft, siedendes Wasser, Dampf oder verflüssigte Gase usw., so sind natürlich deren Eigenschaften zu berücksichtigen.

Es kommt bisweilen vor, daß die Erwärmung der Ursprungsflüssigkeit $a + w$ bis zu ihrer Siedetemperatur allein für Kühlung und Verflüssigung des Dampfes ausreicht, so daß kein besonderes Kühlwasser mehr erforderlich ist.

Wenn die Vorwärmung der Mischung $a + w$ durch den entgeisteten Abfluß $w - w_e$ stattfindet und dann bis ganz nahe an ihre Siedetemperatur erfolgt, so muß natürlich die Verflüssigung im Verdichter nur mit Wasser allein bewirkt werden.

3. Die im Kühler dem Erzeugnisdampf zu entziehende Wärme setzt sich zusammen aus der für seine Verflüssigung:

$$C_e = a_e \alpha + w_e \beta \quad (117)$$

und der für seine Kühlung erforderlichen

$$C_K = (a \sigma_a + w_e \sigma_w) (t_e - t_K). \quad (118)$$

¹⁾ Für jeden Säulenboden gilt diese Gleichung auch, wie früher gezeigt, nur mit entsprechend veränderten Bedingungen.

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_R \beta)}{f_R - f_d}. \quad (116)$$

C_R ist hier die Wärme, f_R das Verhältnis der Bodenflüssigkeit, f_d das ihres Dampfes.

Dies sind die drei Haupt-Wärmeerfordernisse der kontinuierlichen Destillierapparate. Soll aber ihr ganzer Wärmeverbrauch festgestellt werden, so müssen noch einige weniger bedeutende Wärmebedürfnisse Berücksichtigung finden.

4. C_u = bedeutet die in der Abtriebssäule aufzuwendende Wärme, um den aus der Ursprungsmischung übrig bleibenden Rest ($w - w_e$) von der Siedetemperatur t_m auf dem Boden M bis auf die unten herrschende Ablauftemperatur t_u zu erhöhen:

$$C_u = [(w - w_e) \sigma_w + (a_h + w_h) \sigma_h] (t_u - t_m). \quad (119)$$

Der ablaufende Rest hat unten eine höhere Temperatur t_u als auf dem Boden M, weil er hier nur noch oder fast nur noch aus Schwersiedendem besteht; diese Temperatur ist sogar etwas höher als die normale Siedetemperatur des Schwersiedenden, weil in den Säulen ein kleiner Überdruck herrscht, der von der Anzahl ihrer Aufkochungen, von der Höhe der vom Dampf jedesmal zu durchdringenden Flüssigkeitsschicht, von deren spezifischem Gewicht und dem durch Reibung des Dampfes in Säule, Verdichter und Kühler erzeugten Gegendruck abhängt. Dieser Gegendruck ist natürlich auf dem untersten Boden am größten, nimmt nach oben hin ab und beträgt für jede Aufkochung im Mittel etwa 10–30 mm Wassersäule. Bei wässrigen Lösungen wird die Ablauftemperatur etwa um 2° C über die normale Siedetemperatur erhöht. Die Spannungsabnahme des Dampfes in den Säulen von unten nach oben ist natürlich ein Wärmeverlust, da der Dampf sich auf jedem höheren Boden ein wenig ausdehnt, Arbeit verrichtet und deshalb Wärme verliert. Allein dieser Verlust ist nicht sehr groß, weil der ganze Druckunterschied selten mehr als 1200–1400 mm Wassersäulen beträgt, was für Wasserdampf etwa einen Wärmeverlust von 0,06 % ergeben würde.

In der Abtriebssäule würde sich die mittlere Nachwärmung ergeben:

$$C_u = [(w - w_e + w_h) \sigma_w + a_h \sigma_a] (t_u - t_m) \quad (120)$$

σ_a = spezifische Wärme des Leicht siedenden, σ_w des Schwersiedenden.

5. Der im Verdichter durch Wärmeentziehung C_v niedergeschlagene Dampf, dessen Temperatur kleiner als t_s ist, ergibt eine an Leicht siedendem in Hundert reichere Flüssigkeit als die auf dem Boden M siedende. Sie hat deshalb eine kleinere Verdampfungswärme, ein größeres eigenes Gewicht und geringere spezifische Wärme als jene. In der Säule herabströmend, muß diese Flüssigkeit (der Rückfluß) daher durch den Wärmeaufwand C_o von t_s auf t_m erwärmt werden, und deshalb ist ohne weiteres klar:

$$C_o = (a_N \sigma_a + w_N \sigma_w) t_m - (a_V \sigma_a + w_V \sigma_w) t_e \quad (121)$$

σ_a = spezifische Wärme des Leicht siedenden,

σ_w = spezifische Wärme des Schwersiedenden.

In jedem einzelnen Fall läßt sich dieser Wärmeaufwand C_0 wohl bestimmen, aber weil er in weiten Grenzen, je nach den physikalischen Eigenschaften und dem Grade der Trennung der Einzelstoffe der Mischung schwankt, kann allgemein nur ein ungefährer Begriff seiner Größe gegeben werden.

Beispiel 1: Für die Erzeugung von 100 kg Methylalkohol von 99% werden $C_V = 50000$ WE. dem Dampf $a_s + w_s$ entzogen. Des reinen Methylalkohols spezifische Wärme sei: $\sigma = 0,66$, seiner 10÷20prozentigen Lösung mit Wasser $\sigma = 1,073$. Die Siedetemperatur am oberen Ende der Säule ist $t_s = 68^\circ$, auf dem Boden M sei: $t_m = 95^\circ$,

$$\begin{array}{ll} \text{oben ist } a_V = 165 \text{ kg,} & w_V = 14,31 \text{ kg,} \\ \text{unten } a_N = 1,55 \text{ kg,} & w_N = 90,17 \text{ kg,} \end{array}$$

so ist:

$$C_0 = (1,55 \cdot 0,66 + 90,17 \cdot 1) 95 - (165 \cdot 0,66 + 14,31 \cdot 1) 68 = 286,4 \text{ WE.},$$

das ist etwa 0,53% der Rücklaufwärme.

Beispiel 2: Die spezifische Wärme des Stickstoffs ist: $\sigma = 0,430$, des Sauerstoffs: $\sigma = 0,347$, die Temperatur oben: $T_s = 78^\circ$, unten: $T_m = 79^\circ \text{ C}$, die Rücklaufwärme für 10 kg Stickstoff von 99,5% sei: $C_V = 1500$ WE., dann besteht dieser

$$\begin{array}{ll} \text{oben aus: } n_V = 30,48 \text{ kg,} & o_V = 1 \text{ kg,} \\ \text{unten aus: } n_N = 6,05 \text{ kg,} & o_N = 24,01 \text{ kg.} \end{array}$$

$$C_0 = (6,05 \cdot 0,43 + 24,01 \cdot 0,347) 79 - (30,48 \cdot 0,43 + 1 \cdot 0,347) 78$$

$$= 864,26 - 1049,33 = -185,07 \text{ WE.}$$

Hier wird also keine Wärme verbraucht, sondern gewonnen.

Über den Einfluß der für die Erwärmung des Rücklaufs zu verwendenden Wärme auf den Fortschritt der Verstärkung von Dampf und Rücklauf soll im nächsten Abschnitt berichtet werden.

Die spezifische Wärme des leichtsiedenden Teils einer Mischung kann kleiner oder größer als die der Schwertsiedenden sein (z. B. Alkohol 0,66, Wasser 1,0, Stickstoff 0,430, Sauerstoff 0,347), und da das Leichtsiedende überwiegt, so kann der Rücklauf zu seiner von Boden zu Boden erfolgenden Temperaturerhöhung oben mehr Wärme erfordern als unten, es kann auch umgekehrt sein, je nach den physikalischen Eigenschaften der Teile. Wäre der Rücklauf von allen Böden dem Gewicht und der Zusammensetzung nach gleich, so wären die zu seiner Erwärmung erforderlichen Einheiten leicht zu berechnen. Da dies nun aber, wie eben gezeigt, nicht der Fall ist, die Änderung nur in jedem speziellen Fall, nach genauer Bestimmung aller einzelnen Gewichte der Rücklaufsteile auf jeden Boden in äußerst mühevoller Weise festgestellt werden könnte, so scheint es erlaubt, sich mit einer Annäherung zu begnügen. Hat der oberste

Unten in die Abtriebssäule sind einzuführen:

$$C_g = C_e + C_v + C_h + \frac{C_o + C_u + C_{st}}{2} \quad (123)$$

oder

$$C_g = C_e + C_i + C_w + C_h + \frac{C_o + C_u + C_{st}}{2} \quad (124)$$

oder

$$C_g = C_h + C_x + \frac{C_o + C_u + C_{st}}{2} \quad (125)$$

oder

$$C_g = C_a + \frac{C_o + C_u + C_{st}}{2}. \quad (126)$$

Auf dem Boden M wirken zur Erwärmung und Verdampfung

$$C_h + C_x + C_o + C_{st} = C_h + C_v + C_e + C_o + C_{st}. \quad (127)$$

Im Verdichter werden entzogen

$$C_i + C_w = C_v = C_R = C_N. \quad (128)$$

Im Kühler werden entzogen

$$C_e + C_K. \quad (129)$$

Unten in die Entgeistungssäule wird der Heizdampf bei wässrigen Mischungen oft geradezu eingeblasen. Er mischt sich dann mit dem Abfluß und gibt seine Verdampfungswärme C_a bis zur Temperatur des Ablaufs t_u ab. Ist z. B. diese gleich 102°C , so hinterläßt ein Kilo gesättigten Heizdampfs $C = 637 - 102 = 535$ WE im Apparat. Soll die Heizung durch Wärmeübergang an metallene Flächen bewirkt werden, wie es mit den Kühlflächen im Verdichter und Kühler auch geschehen muß, so ist deren erforderliche Oberfläche auf Grund bekannter Gesetze der Wärmeübertragung zu bestimmen, wofür vielleicht des Verfassers oben angeführte Veröffentlichung einige Hilfe leistet.

Auch wenn die Destillation nicht bei atmosphärischem, sondern bei höherem oder geringerem Druck stattfinden soll, bleiben die bis dahin angestellten Betrachtungen in Wirkung, nur müssen dann die durch die physikalischen Eigenschaften der Stoffe bedingten, etwas veränderten Umstände berücksichtigt werden.

In den Verlauf dieser Darstellung sind umfassende, erklärende Beispiele nicht eingeschoben worden, weil es ihr Verständnis fördernder und daher vorteilhafter schien, die gesamte Berechnungsweise der Destillierapparate an ihrer Hand für eine Anzahl von Stoffen im Zusammenhange vorzutragen, wie es in den späteren Abschnitten geschehen wird.

16. Die erforderliche Anzahl von Aufkochungen oder Böden in den Säulen.

A. In der Verstärkungssäule.

Die Gleichung:

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_D \beta)}{f_D - f_d} \quad (130)$$

lehrt die zur Herstellung des Erzeugnisses $a_e + w_e$ aus einer Flüssigkeit mit dem Verhältnis f_D und deren Dampf f_d für den Rücklauf erforderliche Wärme C_R bestimmen. Wenn aus den Tabellen 2, 23, 30, 34, 39, 42, 46, 57 und den Tafeln 19 und 28 (welche die Zusammensetzungen zusammengehöriger Dampf- und Flüssigkeitsmischungen nach den Resultaten der Forscher geben) viele verschiedene zusammengehörige Werte von f_D und f_d in die Gleichung für C_R eingesetzt werden, so ergeben manche Mischungen ein ununterbrochenes Wachsen von C_R mit dem abnehmenden Gehalt der Ursprungsflüssigkeit an Leicht siedendem. Es zeigt sich, daß im allgemeinen ein um so größerer Wärmeaufwand zur Erzeugung bestimmter Gewichte eines Erzeugnisses von bestimmter Zusammensetzung ($a_e + w_e$) erforderlich ist, aus je ärmerem Ursprung es hergestellt werden soll. Z. B. Tabellen 24, 35, 42, 47, 58. Aber die ununterbrochene Zunahme von C_R findet nicht bei allen Flüssigkeiten statt, denn es gibt deren solche, die dieser Regel nicht ganz folgen, bei denen die Rücklaufwärme vielmehr starke Schwankungen erleidet. Es geschieht bei diesen, daß ganz schwache Ursprungslösungen (auf 1 kg des Leicht siedenden bezogen) sehr große Rücklaufwärme erfordern, die sie mit wachsendem Gehalt daran vermindern, bis ein gewisser Mindestwert von C_R erreicht ist. Steigt dann der Geistgehalt der flüssigen Lösung weiter, so steigt in diesen Fällen damit auch der Wert von C_R . Tabelle 11, 31, 43, 62. Solche Schwankungen von C_R sind wohl durch die Natur der Stoffe selbst und den Verlauf ihrer Dampfzusammensetzungskurve begründet.

Bei der Berechnung der Abmessungen von Apparaten, die für bestimmte Leistungen zu erbauen sind, muß natürlich auf diese Eigentümlichkeit der Stoffe Rücksicht genommen und der größte, für die zwischen Ursprungs- und Erzeugnismischung liegenden Gemische errechnete Wert von C_R zugrunde gelegt werden¹⁾:

¹⁾ Die Gesamtwärme zur Erzeugung von $a_e + w_e$ aus einer flüssigen siedenden Mischung mit dem Verhältnis f_D und dem dazu gehörigen Dampf f_d ist:

$$C_d = C_e + C_R = \frac{a_e (f_D - f_d) (\alpha + f_e \beta)}{f_D - f_d} + \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_D \beta)}{f_D - f_d} \quad (131)$$

$$= \frac{a_e (f_D - f_e) (\alpha + f_d \beta)}{f_D - f_d} \quad (132)$$

Beispiel. Tabelle 11. Äthylalkohol und Wasser. Um 1 kg Alkohol von 94,6% aus einer Mischung von 1% zu erzeugen, sind für den Rücklauf $C_R = 5050$ WE erforderlich. Hat die Mischung aber 36%, so ist $C_R = 258$ WE. Dagegen ist wieder bei einer Mischung von 92%: $C_R = 807$ WE.

Die Tabelle 11 lehrt demnach, daß für die Herstellung von 1 kg Alkohol für alle Stärken des Rohspiritus bis herab zu 7% immer wenigstens 773 WE im Verdichter niedergeschlagen werden müssen. Ist der Rohspiritus noch alkoholärmer, so wächst die erforderliche Rücklaufwärme bedeutend.

In der Verstärkungssäule ist, wie schon im Abschnitt 15 hervorgehoben, neben der eigentlichen errechneten Hauptrücklaufwärme C_R noch eine kleine Wärmemenge C_o für die erforderliche Nachwärmung des Rücklaufs in der Säule von t_s auf t_m und ferner ein kleiner Beitrag für Strahlungsverluste C_{st} zu berücksichtigen. Der letzte ist sehr gering, wenn die Säulen gut eingekleidet (isoliert) worden sind. Die kleinen Wärmemengen C_o und C_{st} werden dem Apparat an seiner tiefsten Stelle zum Teil als Teile von C_a und C_x (mit C_h , C_e , C_R zusammen) den Säulen zugeführt und nehmen unten zunächst ebenso wie C_R mit ihrem ganzen Wert an ihrer Verstärkungsarbeit teil. Da aber diese Wärmemengen von Boden zu Boden mehr und mehr verzehrt werden, indem sie sowohl den Rücklauf allmählich von t_s auf t_m oder t_u erwärmen, als auch den Strahlungsverlust von Boden zu Boden hergeben, vermindert sich nach und nach ihre verstärkende Wirkung und hört auf dem obersten Boden der Säulen ganz auf. Praktisch ist es wohl kaum erreichbar, die Abnahme der Verstärkungswirkung genau, d. h. ihre Abnahme von Boden zu Boden in Rechnung zu ziehen und deshalb wird es erlaubt sein anzunehmen, daß ihr halber Wert auf allen Böden gleichmäßig tätig sei, und daß er hinsichtlich seiner Verstärkungswirkung in C_R mit einbegriffen sei.

Der wirkliche Wärmeverbrauch in der Verstärkungssäule ist demnach:

$$C_e + C_R + \frac{C_o + C_{st}}{2} \quad (133)$$

$C_o + C_{st}$ betragen zusammen, wie früher schon gezeigt, selten mehr als $1 \div 2\%$ von C_R .

Die Berechnung der erforderlichen Zahl von Aufkochungen (Böden, Umsetzungen) der Verstärkungssäulen kann von dem Boden M aus, d. h. von unten oder vom Verdichter aus, d. h. von oben, begonnen werden. Hier wird die zweite Richtung gewählt, weil sie den Vorteil gewährt, etwas schneller zum Ziel zu führen. Denn da für die praktische Berechnung der Verstärkungssäule die (innerhalb der in Frage kommenden Verhältnisse f_d und f_e) größte¹⁾ erforderliche Rücklaufwärme C_R (das ist = $C_N = C_R$) gewählt werden muß, diese deshalb

¹⁾ Wir erinnern uns daran, daß das Rückflußwärmebedürfnis oft nicht gleichmäßig mit abnehmendem Gehalt an Leichtesiedendem in der Flüssigkeit wächst.

für die dem Verdichter näheren (also im Hundert mehr Leicht siedendes enthaltenden) Aufkochungen theoretisch zu groß ist, so ergibt die von oben begonnene Rechnung meistens auf den nächst tieferen Boden schon merklich gehaltsärmere Mischungen, was die Rechnung erleichtert¹⁾. Von Boden zu Boden vermindert sich dann der Gehalt an Leicht siedendem mehr und mehr und man gelangt endlich zu Mischungen, die so arm daran geworden sind, daß die der Rechnung zugrunde gelegte Rücklaufwärme nur eben noch genügt, aus ihnen das verlangte Erzeugnis zu erzielen. Der Unterschied im Gehalt der Mischungen zweier aufeinander folgender Böden verschwindet endlich fast ganz und die Rechnung muß beendet werden, weil der Gehalt im Hundert der Stoffe sich fast asymptotisch der untersten erreichbaren Grenze nähert. Die Tabellen 13, 19, 25, 32, 36, 40, 44, 49, 58, 62 zeigen dies und noch augenscheinlicher die Schaulinien der Tafeln 20, 21, 24, 26. Es wäre unpraktisch, noch viele Böden dazu zu verwenden, um ganz geringe Fortschritte zu erreichen.

Der Gang der Säulenberechnung wird im einzelnen am besten an den in späteren Abschnitten ausgeführten Beispielen verfolgt. Ihr Verlauf sei hier angedeutet:

1. Der bekannte Gehalt im Hundert des Erzeugnisdampfes f_0 ergibt ohne weiteres aus den Tabellen: 2, 22, 30, 34, 41, 42, 46, 51 den Gehalt im Hundert des Rücklaufs f_v , da dieser die Ursprungsflüssigkeit des Erzeugnisdampfes darstellt.
2. Die Gleichung: $C_v = a_v \alpha + w_v \beta = a_R \alpha + w_R \beta$, in der C_v , α und β bekannt sind, erbringt a_v und $w_v = a_v f_v$, als die Gewichte der Einzelteile des Rücklaufs.
3. Werden zu a_v und w_v die Gewichte des Erzeugnisdampfes $a_0 + w_0$ addiert, so bilden sich die Gewichte der Einzelteile des vom obersten Säulenboden aufsteigenden Dampfes ($a_s + w_s = a_0 + w_0 + a_v + w_v$) und aus ihnen sein Verhältnis f_s und sein Gehalt in Hundert.
4. Hieraus ist der Gehalt der Mischung auf dem obersten Boden bekannt $a_s + w_s$, da diese die Quelle von f_s ist.
5. Der Rücklauf vom obersten Boden hat die gleiche Zusammensetzung, wie die Flüssigkeit auf dem Boden f_s .
6. Die Einzelgewichte dieses Rücklaufs werden wieder bestimmt durch die Gleichung:

$$C_R = a_R (\alpha + f_R \beta)$$

¹⁾ Allerdings ist auch der Fall möglich, daß die von oben begonnene Rechnung zuerst langsame Fortschritte in der Änderung der Zusammensetzung der Flüssigkeit ergibt, wenn die Eigenschaften der Stoffmischung dies bedingen, aber besondere Schwierigkeiten entstehen hierdurch nicht.

Die erforderliche Anzahl von Aufkochungen oder Böden in den Säulen. 67

7. Aus dem Rückfluß vom obersten Boden folgt wieder die Kenntnis des Dampfes von unten auf diesen:

$$a_d + w_d = a_e + w_e + a_R + w_R$$

und so weiter.

Je größer die Rücklaufwärme C_R für ein gewisses Erzeugnisgewicht gewählt wird, eine desto geringere Zahl von Aufkochungen ist erforderlich. Der geringste Wärmeaufwand erfordert die größte Bodenzahl und umgekehrt.

B. In der Antriebssäule.

Vieles von dem, was soeben für die Verstärkung gesagt worden, gilt auch für die Entgeistung.

Zur Wirkung kommen in dieser als Gesamtwärme C_g , die des Erzeugnisses C_e , der Erwärmung auf dem Boden $M C_h$, des Rücklaufs C_R , der Nachwärme C_o , C_u , der Ausstrahlung C_{st} .

$$C_g = C_e + C_h + C_R + \frac{C_o + C_{st} + C_u + C_{st}}{2} \quad (134)$$

denn da auch hier die für die Erwärmung der Abaufflüssigkeiten von t_m auf t_u nötige Wärme und der Strahlungsverlust auf ihrem Wege verzehrt werden, so dürfte auch hier wohl $C_u + C_o + C_{st}$ in Hinsicht auf ihre verstärkende Wirkung berücksichtigt werden.

Der Wert von C_u kann sehr verschieden sein, weil er von Gehalt und Eigenschaften der Einzelteile der Ursprungsflüssigkeiten abhängt, er wird aber wohl nur selten mehr als 3,0 bis 6,0% der Gesamtwärme C_g betragen.

Die in der Abtriebssäule wirkende Wärme

$$C_a = a_a (\alpha + f_a \beta) \quad (135)$$

entwickelt aus jedem Boden den aufsteigenden Dampf $a_d + w_d$ mit dem Verhältnis f_d , das sich natürlich von Boden zu Boden ändert. Dieses Dampfgewicht $a_d + w_d$ muß auch auf jedem Boden niedergeschlagen werden und von ihm herabfließen. Aber mit ihm zusammen muß auch vom Boden M und von jedem tieferen herabfließen der nicht mit als Erzeugnis fortgegangene Teil $w - w_e$ der Ursprungsmischung, der bei vollkommener Trennung nur aus Schwersiedendem besteht. Das Verhältnis dieses gesamten Rücklaufs sei bezeichnet mit f_R , so ist:

$$\frac{w - w_e + w_d}{a_d} = f_R \quad (136)$$

$$w - w_e = a_d f_R - w_d = a_d f_R - a_d f_d \quad (137)$$

$$a_d = \frac{w - w_e}{f_R - f_d} \quad (138)$$

$$C_a = \frac{(w - w_e) (\alpha + f_d \beta)}{f_R - f_d} = C_e + C_h + C_R \quad (139)$$

Diese Gleichung ist für die Abtriebssäulen von Wichtigkeit. Sie lehrt den Zusammenhang zwischen Wärmehalt und Zusammensetzung des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäule kennen, bezogen auf das Gewicht der Abflußmasse ($w - w_e$)¹⁾. Je reicher im Hundert (d. h. je reicher an Leicht siedendem) der Dampf f_d auf den höheren Böden der Abtriebssäulen für das gleiche Gewicht $w - w_e$ werden soll, desto größer muß auch sein Wärmegehalt sein. Die Gleichung lehrt also den höchsten Gehalt in Hundert des Dampfes kennen, der in einer Abtriebssäule mit einem bestimmten Wärmeaufwand für ein gegebenes Gewicht ($w - w_e$) erreicht werden kann.

Die Überlegung und die Ausrechnung vieler Beispiele nach dieser Gleichung zeigt, daß, wenn für eine bestimmte Rücklaufmenge ($w - w_e$) dem untersten Raum einer Abtriebssäule eine bestimmte Wärmemenge C_a zugeführt wird, der Gehalt an Leicht siedendem auf jedem nächst höheren Boden steigt, bis er ein gewisses Höchstmaß f_R und f_d , das die Gleichung (139) angibt, erreicht hat. Es wird erkannt, daß mit einem begrenzten Wärmeaufwand nicht jede beliebige Zusammensetzung des Dampfes über höheren Böden erlangt werden kann, sondern nur eine bestimmte höchste f_d . Je reicher im Hundert dieser entwickelte Dampf f_d sein soll, um so größer ist der dazu erforderliche Wärmeaufwand C_a .

Wird eine Abtriebssäule unter Zugrundelegung eines bestimmten Wärmeaufwandes für ein gewisses Gewicht an Schwersiedendem $w - w_e$ von unten beginnend berechnet, so zeigt sich, daß der Gehalt im Hundert des Dampfes und Rücklaufs von Boden zu Boden zuerst etwas schneller, dann langsamer steigt, bis die Fortschritte fast ganz aufhören, womit die unter diesen Umständen im höchsten Fall zu berührende Grenze der Hochgrädigkeit, die nur durch größeren Wärmeaufwand überschritten werden kann, erreicht ist. Schon dieser Umstand veranlaßt dazu, die Abtriebssäulen von unten beginnend zu berechnen, aber dies geschieht auch deshalb am besten auf diese Weise, weil ein bestimmter kleiner Verlust hier zugelassen und der Rechnung zugrunde gelegt werden muß, der dann (begrenzt) beliebig angenommen werden kann. Ganz ohne Verlust kann keine Säule arbeiten oder berechnet werden, weil aus einer Flüssigkeit, die nur aus einem Stoff besteht, sich nicht ein Dampf mit einem, wenn auch noch so geringen, Gehalt an zwei Stoffen entwickeln kann. Aber der Verlust kann für die Berechnung beliebig klein gewählt werden

¹⁾ Die später folgenden Tabellen 18, 19, 27, 31, 33, 37, 39, 43, 45, 47, 49, 53 über den Einfluß des größeren oder kleineren Wärmeaufwandes $C_a = C_e + C_h + C_R$ für bestimmte Stoffmischungen sind alle für Ablaufgewichte $w - w_e = 100$ kg berechnet.

und je kleiner er sein soll, desto größer wird die Zahl der erforderlichen Böden oder der Wärmeverbrauch.

Bei den nachfolgenden Berechnungen ist der Gehalt an Leicht-siedendem im Abfluß (d. i. der Verlust) mit 0,01 % angenommen. Ob der Gehalt von 0,01 % im Abfluß einen großen oder kleinen Verlust bedeutet, hängt von dem Gehalt der Ursprungsmischung an Schwersiedendem ab. Denn wenn z. B. der schwersiedende, unten abfließende Mischungsteil 50 % der ursprünglichen Mischung bildete und 0,01 % an Leicht-siedendem enthält, so ist der Verlust gleich 0,01 % vom gewinnbaren Leicht-siedenden; bildete der schwersiedende Mischungsteil aber 95 % von der ursprünglichen Mischung, so bedeuten die von ihr entführten 0,01 % des Leicht-siedenden schon 0,2 % vom ganzen Erzeugnis.

Die wirkliche Berechnung der Bodenzahl von Abtriebssäulen wird auf folgende Weise bewirkt:

1. Es wird festgesetzt, welchen Gehalt an Leicht-siedendem das unten aus der Säule abfließende Schwersiedende haben darf, wodurch f_a , d. i. der Gehalt des aus diesem Ablauf entstehenden Dampfes bestimmt ist.

2. Die in der Abtriebssäule zur Wirkung kommende Wärme C_a ist aus den früheren Betrachtungen oder Berechnungen bekannt und deshalb kann mit Hilfe der Gleichungen:

$$C_a = a_a (\alpha + f_a \beta) \text{ und } w_a = f_a a_a$$

das Gewicht der Einzelteile a_a und w_a in dem aus dem Abfluß entstehenden Dampf berechnet werden.

3. Der Rücklauf vom ersten Boden von unten besteht aus dem eben berechneten Dampf $a_a + w_a$ plus dem aus der Ursprungsmischung Abgeschiedenen: $w - w_e$. Das Verhältnis des Rücklaufs ist also:

$$\frac{w - w_e + w_a}{a_a} = f_R. \text{ Es wird daher } f_R \text{ erhalten durch Division des}$$

Gewichts an Leicht-siedendem im Dampf des Ablaufs in eine Summe, die gebildet wird aus dem Schwersiedenden in diesem Dampf plus dem Schwersiedenden im Rücklauf ($w - w_e + w_a$).

4. Aus f_R ergibt sich sofort das Verhältnis des aus dem ersten Boden von unten (dessen Flüssigkeit gleichfalls das Verhältnis f_R hat) aufsteigenden Dampfes f_d , der natürlich etwas reicher als der Dampf aus dem Ablauf ist. Auch sein Gewicht folgt aus C_a . Der vom zweiten Boden von unten herabkommende Rückfluß hat die Zusammensetzung $a_d + w_d + w - w_e$. Sein Gewichtsverhältnis ist bekannt. Aus diesem ergibt sich das Verhältnis des Dampfes aus dem zweiten Boden usw.

Nachdem bei fortgesetzter Rechnung der Gehalt des Dampfes an Leicht-siedendem von Boden zu Boden in einem Maße, das von dem

Verhältnis der Größe C_a und $w - w_e$ zueinander abhängt, gestiegen ist, wird die Gehaltszunahme immer kleiner und hört zuletzt fast ganz auf. Hier ist dann die unter diesen Umständen erreichbare obere Grenze der Stärke des Dampfes gefunden.

Im Anfang dieses Abschnittes ist erkannt worden, daß wenn eine Verstärkungssäule für ein bestimmtes zu erzielendes Erzeugnis mit einer bestimmten Rücklaufwärme C_R von oben beginnend berechnet wird, sich allemal ein Boden als letzter ergibt, auf dem eine Flüssigkeit siedet, die den für die gewählten Umstände geringsten Gehalt an Leichtsiedendem enthält. Nur unter Anwendung einer größeren Rücklaufwärme C_R kann eine noch schwächere Flüssigkeit erreicht werden. Oder anders ausgedrückt: Der der Rechnung zugrunde gelegte Wert von C_R ist der theoretisch geringste, mit dem das zu erzielende Erzeugnis aus einer Flüssigkeit von der schließlich erreichten Schwachgrädigkeit hervorgebracht werden kann.

Andererseits ist soeben gezeigt worden, daß in der Abtriebssäule, mit dem Aufwand einer gewissen Wärmemenge C_a im Verhältnis zu dem von Leichtsiedendem fast ganz freien Ablaufgewicht, wenn die Rechnung von unten begonnen wird, höchstens ein Boden mit einer Mischung von bestimmter, begrenzter Hochgrädigkeit erreicht werden kann. Oder anders ausgedrückt: Der der Rechnung zugrunde gelegte Wert von C_a ist der geringste, mit dem aus einer an Leichtsiedendem fast ganz freien Flüssigkeit die schließlich errechnete Hochgrädigkeit hervorgebracht werden kann. Nur unter Anwendung einer größeren Wärmemenge C_a ist zu einer stärkeren Flüssigkeit zu gelangen.

Offenbar ist dies, wie hieraus geschlossen werden muß, das erwünschte und zu erstrebende Ziel: Die beiden in den beiden Säulen wirkenden Wärmemengen C_R und C_a in solchen Einklang zu bringen, daß der mit der Wärmemenge C_a in der Abtriebssäule zu erreichende Höchstgehalt im Hundert auch gerade derjenige ist, aus dem mit Aufwand der Wärme C_R in der Verstärkungssäule das verlangte Erzeugnis beschafft werden kann. Dies ist es, was die ganze bis hierher geführte Betrachtung mit Hilfe der wenigen Gleichungen wirklich zu erreichen lehrt.

In den Tabellen der folgenden Abschnitte, die auch dazu dienen sollen, einen Überblick über die Veränderungen der Ergebnisse zu geben, die durch Veränderung des Wärmeaufwandes entstehen, bezieht sich die in der Verstärkungssäule wirkende Rücklaufwärme (C_R) stets auf 1 oder 10 Kilo des Leichtsiedenden a und die in der Abtriebssäule wirkende Wärme (C_a) auf 100 Kilo des Schwersiedenden $w - w_e$.

17. Die Verstärkungssäule steht neben der Abtriebssäule.

(Abb. 4.)

Auch wenn die Verstärkungssäule, wie in der Abb. 4 schematisch dargestellt, neben der Abtriebssäule steht, so fließt, ebenso wie wenn sie über der anderen angeordnet ist, die im Verdichter bis auf t_v vorgewärmte Mischung $a + w$ auf den obersten Boden M. Zu ihrer Erwärmung von t_v bis zu der auf M herrschenden Siedetemperatur t_m dient die Wärme C_h , die von dem von unten auf den Boden M steigenden Dampf $a_h + w_h$ geliefert wird. Mit diesem zusammen kommt der Dampf $a_x + w_x$ von gleicher Zusammensetzung herauf, um aus der nun siedenden Mischung $a + w + a_h + w_h$ das Leicht siedende a und den zur Bildung des Dampfgemisches ($a_m + w_m = a + w_m$) erforderlichen Teil von w zu verdampfen. Die auf den Boden M gelangenden und sich aus ihm (als Flüssigkeit nach unten, als Dampf nach oben) entfernenden Stoffe, lassen auf ihm daher ein Gemisch entstehen, dessen Verhältnis f_M ist:

$$\frac{w - w_m + w_h + w_x}{a + a_h + a_x - a} = f_M \quad (141)$$

Weil $\frac{w_x}{a_x} = \frac{w_h}{a_h} = f_x = f_h$ sein muß, als Teile desselben Dampfes, so kann die Gleichung (141) die folgende Form annehmen:

$$a \frac{(f - f_m) + (a_h + a_x) f_x}{a_h + a_x} = f_M \quad (142)$$

$$a (f - f_m) + (a_h + a_x) f_x = (a_h + a_x) f_M \quad (143)$$

$$\frac{a (f - f_m)}{f_M - f_x} = a_h + a_x \quad (144)$$

$$a_h = \frac{C_h}{\alpha + f_x \beta} \quad a_x = \frac{C_x}{\alpha + f_x \beta} \quad (145)$$

$$C_h + C_x = \frac{a (f - f_m) (\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x} \quad (146)$$

$$C_h = \frac{a (f - f_m) (\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x} - a_x (\alpha + f_x \beta) \quad (147)$$

Weil das ganze Gewicht des Leicht siedenden a die Abtriebssäule verlassen muß, aber nicht mehr als das Gewicht a aus ihr entweichen kann, so muß $a_x = a$ sein.

$$C_h = \frac{a (f - f_m - f_M + f_x) (\alpha + f_x \beta)}{f_M - f_x} \quad (148)$$

Dies ist die allgemein gültige Gleichung, die die Beziehung zwischen dem zur Erwärmung der Ursprungsmischung $a + w$ (von

ihrer Vorwärmungstemperatur t_v auf die Bodentemperatur t_m) erforderlichen Wärmeaufwand C_h und der Zusammensetzung der Mischungen auf dem Boden M angibt: Sie zeigt wieder, daß die Mischung nur von der Größe von C_h abhängt. Für den günstigsten Wärmeverbrauch kann die Zusammensetzung zweier aufeinander folgender Dämpfe als gleich und folglich $f_x = f_m$ gesetzt werden, so daß dann entsteht:

$$C_h = \frac{a(f - f_M)(\alpha + f_m\beta)}{f_M - f_m} \quad (149)$$

Wie zu erwarten, stimmt diese Gleichung mit der an der entsprechenden Stelle für übereinander gesetzten Säulen gültigen (90 und 96) überein. In jedem Fall ist C_h bekannt (siehe Gleichung 79), weil es nur abhängig ist von dem frei zu bestimmenden Grade der Vorwärmung t_v und der bekannten Siedetemperatur t_m auf dem Boden M , deshalb ist auch hier die Zusammensetzung der Flüssigkeit f_M und des zugehörigen Dampfes f_m aus der Gleichung (149) einfach zu erfahren und mit der Lösung dieser Gleichung die Berechnung aller Apparate für ununterbrochene Trennung zu beginnen.

Die in der Abtriebssäule wirkende Wärme umfaßt außer C_h noch die für die Entwicklung des Dampfes f_m erforderliche, die wir C_x genannt haben. Es ist:

$$C_x = a(\alpha + f_m\beta) = \frac{a(\alpha + f_m\beta)(f_M - f_m)}{f_M - f_m}$$

daher:

$$C_h + C_x = \frac{a(f - f_M + f_M - f_m)(\alpha + f_m\beta)}{f_M - f_m} \quad (150)$$

$$C_h + C_x = \frac{a(f - f_m)(\alpha + f_m\beta)}{f_M - f_m} \quad (151)$$

Um den ganzen Wärmeaufwand in der Abtriebssäule festzustellen, ist noch zu berücksichtigen erstens der für die Erwärmung der Flüssigkeit $w - w_e + a_h + w_h$ von t_m auf die Ablauftemperatur f_u nötige C_u , zweitens der Verlust durch Strahlung C_{st} , die beide, früher getroffenem Übereinkommen gemäß, für den Fortschritt der Verstärkung in der Säule nur mit ihrem halben Wert in Rechnung gestellt werden.

$$C_a = C_h + C_x + \frac{C_u + C_{st}}{2} \quad (152)$$

C_u und C_{st} können nur in jedem Einzelfall ziemlich genau gefunden werden und überschreiten zusammen selten 3–8% von $C_h + C_x$.

Die Abtriebssäule ist, wie aus dem Vorstehenden zu erkennen, in ihrer Wirkung und Berechnung ganz unabhängig von dem zu erzielenden Erzeugnis und nur abhängig von Zusammensetzung und Temperatur der Ursprungsflüssigkeit.

Der Dampf $a + w_m$ strömt nun von der Abtriebssäule über den obersten Boden L der Luttersäule. Vom diesem soll er in der Verstärkungssäule emporsteigen, im Verdichter einen Teil seines Gewichts abgeben, damit es verflüssigt auf die Säule zurückfließe, sein Rest aber soll als Erzeugnis in den Kühler gehen. Der Dampf $a + w_m$ muß also den Teil $w_m - w_e$ von dem Verdichter in die Verstärkungssäule zurückschicken. Der im Verdichter durch die Entziehung der Wärme C_R zu bewirkende Niederschlag (der Rücklauf) muß natürlich aus Gewichten von w und von a bestehen und eine solche Zusammensetzung haben, daß sich aus ihm das Erzeugnis $a_e + w_e$ als Dampf entwickeln kann. Hierzu reicht die latente Wärme von $w_m - w_e$ allein nicht aus und deshalb muß auf den Boden L dem Dampf $a + w_m$ noch fernerer Dampf $a_z + w_z$ hinzugefügt werden. Der Rücklauf aus dem untersten Boden der Verstärkungssäule $a_N + w_N$ auf den Boden L wird sofort wieder verdampft, teils durch den Dampf $a_z + w_z$, teils durch die Wärme des Dampfes $w_m + w_e$. Der Boden L empfängt und verliert demnach die folgenden Stoffgewichte:

$$a + w_m + a_z + w_z - a - w_e + a_N + w_N - a_N - w_N \quad (153)$$

und das Verhältnis der Flüssigkeiten auf dem Boden L ist daher:

$$\frac{w_m - w_e + w_z}{a_z} = f_L \quad (154)$$

und weil

$$w_m = a f_m = a_e f_m \quad (155)$$

ist, folgt:

$$a_e f_m - a_e f_e + a_z f_z = a_z f_L \quad (156)$$

$$a_e (f_m - f_e) = a_z (f_L - f_z) \quad (157)$$

Nun ist bekanntlich:

$$a_z (\alpha + f_z \beta) = C_z$$

$$a_z = \frac{C_z}{\alpha + f_z \beta}$$

und so ergibt sich allgemein, daß die in der Verstärkungssäule dem aus der Abtriebssäule kommenden Dämpfe noch hinzuzufügende Wärme C_z gefunden wird durch die Formel:

$$C_z = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_z \beta)}{f_L - f_z} \quad (158)$$

Für den günstigsten Fall, in dem die Dämpfe aus zwei aufeinander folgenden Böden einander gleich gesetzt werden, ist $f_m = f_z$ und folglich $f_L = f_M$, daher:

$$C_z = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (159)$$

Der Dampf $a_z + w_z$ mit der Wärme C_z muß von der unterhalb der Verstärkungssäule anzuordnenden zweiten Abtriebs-, sog. Luttersäule geliefert werden, die bei zweiseitiger Aufstellung der Destillierapparate also stets erforderlich ist. Sie hat auch die Aufgabe, das von der Verstärkungssäule Herabfließende zu entgeisten (abzutreiben) in der gleichen Art, aber meistens für geringere Flüssigkeitsmengen, wie die Abtriebssäule A.

Die Rücklaufwärme $C_V = C_R$ aus dem Verdichter und in der Verstärkungssäule ist um den Betrag der latenten Wärme von $w_m - w_e$ größer als C_z , weil dieses Gewicht schon dampfförmig aus der Abtriebssäule kommt. Im Verdichter ist deshalb zu entziehen die Wärme: $C_z + (w_m - w_e)\beta = C_V$ (darin ist $w_m = a_m f_m$ und $w_e = a_e f_e$):

$$C_V = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_m \beta) + (a_m f_m - a_e f_e) (f_M - f_m) \beta}{f_M - f_m} \quad (160)$$

$$C_V = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_M \beta)}{f_M - f_m} \quad (161)$$

Wie zu erwarten, ist diese Gleichung für die im Verdichter zu entziehende Wärme wieder vollkommen gleich der entsprechenden (73), bei Apparaten mit über einander gesetzten Säulen.

In der Verstärkungssäule kommt, neben dem Strahlungsverlust C_{st} ebenso wie früher, noch die für die Erwärmung des Rücklaufs aus dem Verdichter von seiner Temperatur t_V auf die Temperatur t_L des Bodens L hinzu. Sie wird C_o genannt, beträgt wie früher etwa $3 \div 5\%$ von C_R und beide dürfen etwa mit der Hälfte ihres Wertes bei der Bestimmung der Bodenzahl eingesetzt werden.

Auch in der Luttersäule entsteht außer C_z noch der für die Nachwärmung des Rücklaufs von t_L auf t_u erforderliche Wärmeverbrauch C_u , ebenso wie der auch hier auftretende kleine Strahlungsverlust C_{st} .

Bei der Bestimmung des ganzen Wärmeverbrauchs der Luttersäule werden diese ebenso wie die entsprechenden der Verstärkungssäule mit ihrem halben Wert (der etwa 2% bzw. $1,5 \div 3\%$ von C_z beträgt), zum Werte von C_z hinzugerechnet. In der ersten Abtriebssäule wird also erforderlich die Wärme:

$$C_a + \frac{C_u + C_{st}}{2} = \frac{a (f - f_m) (\alpha + f_m \beta)}{f_M + f_m} + \frac{C_u + C_{st}}{2} \quad (161)$$

In der Luttersäule:

$$C_z + \frac{C_o + C_u + C_{st} + C_{st}}{2} = \frac{a (f_m - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} + \frac{C_o + C_u + C_{st} + C_{st}}{2} \quad (162)$$

zusammen:

$$C_g = C_a + C_z = \frac{a(f - f_o)(\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} + \frac{C_u + C_o + C_{u'} + C_{st} + C_{st'}}{2} \quad (163)$$

Diese Gleichungen sind denen der Apparate mit übereinander stehenden Säulen vollkommen gleich. Beide Apparat-Anordnungen haben also auch gleichen Wärmeverbrauch bis auf den kleinen Unterschied, der darin besteht, daß bei der zweiteiligen Aufstellung der kleine Strahlungsverlust der Luttersäule mehr aufzuwenden ist.

18. Allmähliche Verdampfung und allmähliche Verflüssigung von Flüssigkeits- und Dampfgemischen.

A. Allmähliche Verdampfung.

(Tabelle 21 und 28. Tafel 16.)

Wenn von einem bekannten Gemisch zweier Flüssigkeiten $a + w$ ein Teil $a_d + w_d$ verdampft wird, so kann der erzeugte Dampf entweder mit dem Flüssigkeitsrest $a_R + w_R$ in Berührung bleiben, oder er kann während der Verdampfung sofort und ununterbrochen von dem Flüssigkeitsrest getrennt werden.

a) Wenn der gesamte erzeugte Dampf mit dem Flüssigkeitsrest in Berührung bleibt, so gilt während des ganzen Vorgangs:

$$\begin{aligned} a + w - a_d - w_d &= a_R + w_R \\ a(1 + f) - a_d(1 + f_d) &= a_R(1 + f_R) \\ a_R &= a - a_d \\ a(1 + f) - a_d(1 + f_d) &= a(1 + f_R) - a_d(1 + f_R) \\ a_d(f_R - f_d) &= a(f_R - f) \end{aligned}$$

Das Gewicht des entwickelten Dampfes $a_d + w_d$ ist:

$$a_d = \frac{a(f_R - f)}{f_R - f_d} \quad w_d = a_d \cdot f_d \quad (164)$$

und die für seine Entwicklung verbrauchte Wärme ist:

$$C_d = \frac{a(f_R - f)(\alpha + f_d \beta)}{f_R - f_d} \text{ WE.} \quad (165)$$

Da f_R und f_d die Verhältnisse der Flüssigkeit und des durch sie bedingten, zu ihr gehörigen Dampfes bedeuten, also für jede Mischung verschiedener Stoffe durch Versuch gefunden sind oder werden können, so kann aus den Gleichungen, wenn entweder die aufgewendete Verdampfungswärme C_d oder das Gewicht des abgedampften Leichtsiedenden a_d oder die Zusammensetzung des erzeugten Dampfes f_d oder der übrig bleibenden Mischung f_R gegeben ist, sogleich alles Übrige errechnet werden.

Beispiel: Aus 100 kg einer Mischung mit $a = 10$ kg Methylalkohol und $w = 90$ kg Wasser ($f = \frac{90}{10} = 9$) werde so viel verdampft, daß der Dampf $a_d = 1$ kg Methylalkohol enthält. Dann verhilft die Gleichung (164) und die Tabelle 23 nach probeweisem Einsetzen anderer Werte dazu, für f_R die Zahl 9,86 und für das dazu gehörige f_d die Zahl 1,28 zu finden, wie folgt:

$$a_d = 1 = \frac{10(f_R - 9)}{f_R - f_d} = \frac{10(9,86 - 9)}{9,86 - 1,28} = \frac{8,6}{8,58} \sim 1 \text{ kg}$$

$$w_d = 1 \cdot 1,28 = 1,28 \text{ kg}$$

$$\left. \begin{array}{l} a_R = 9,0 \text{ kg} \\ w_R = 88,74 \text{ kg} \end{array} \right\} 9,22 \text{ ‰}$$

$$C_d = \frac{1(9,86 - 9)(255 + 1,28 \cdot 550)}{9,86 - 1,28} = 962 \text{ WE.}$$

d. h. der entwickelte Dampf $a_d + w_d$ hat 43,8 ‰, der Rest $a_R + w_R = 9,22 \text{ ‰}$, die aufgewendete Wärme C_d ist = 962 WE.

b) Wenn der entwickelte Dampf jeden Augenblick vom Rest ganz getrennt wird, so verändert sich der Alkoholgehalt des Rückstandes. $a_R + w_R$ und seines Dampfes $a_d + w_d$ ununterbrochen, indem beide alkoholärmer werden. In jedem Augenblick ist dann:

$$\frac{w}{a} = \frac{w_d + w_R}{a_d + a_R} = f = \frac{a_d f_d + a_R f_R}{a_d + a_R}$$

Aber während einer beliebig langen Verdampfungszeit oder Menge ist das Verhältnis f_d nicht gleichbleibend, sondern ein Mittel aus der Zusammensetzung des ersten und letzten kleinen Dampfgewichts und deshalb kann geschrieben werden:

$$\begin{aligned} a_d f + a_R \cdot f &= a_d f_{d \text{ mittel}} + a_R f_R \\ a_R &= \frac{a_d(f - f_{d \text{ mittel}})}{(f_R - f)} & a_d &= \frac{a_R(f_R - f)}{(f - f_{d \text{ mittel}})} \end{aligned} \quad (166)$$

oder da:

$$a_d = a - a_R$$

ist:

$$\begin{aligned} a \cdot f - a_R f + a_R f &= a f_{d \text{ mittel}} - a_R f_{d \text{ mittel}} + a_R f_R \\ a_R &= \frac{a(f - f_{d \text{ mittel}})}{(f_R - f_{d \text{ mittel}})} & a_d &= \frac{a(f_R - f)}{f_R - f_{d \text{ mittel}}} \end{aligned} \quad (167)$$

$$C_d = \frac{a(f_R - f)(\alpha + f_{d \text{ mittel}} \beta)}{f_R - f_{d \text{ mittel}}}$$

Diese Gleichungen wären nun auch leicht zu verwenden, um alles Gewünschte zu berechnen, wenn die mittlere Zusammensetzung des entwickelten Dampfes f_{dm} als Funktion der bekannten Zusammensetzung der Ursprungs- und Endflüssigkeit berechenbar wäre. Da dies aber bekanntlich nicht der Fall ist, so bleibt nur übrig, ent-

weder den unsicheren Weg der Schätzung dieses Wertes mit Hilfe der empirisch (durch Versuch) gewonnenen Tabellen und Schaulinien zu betreten oder den umständlicheren, aber zuverlässigeren Weg durch stufenweise Rechnung zu wählen, die im gegebenen Falle ja auch beide beschritten werden können.

Beispiel: Aus 100 kg einer Mischung mit $a = 10$ kg Methylalkohol und $w = 90$ kg Wasser ($f = 9$) soll allmählich soviel Dampf entwickelt und sogleich fortgeführt werden, daß der Rest noch 5% (d. h. $f_R = 19$) Methylalkohol enthält. Damit ist:

$$C_d = \frac{10(19-9)(255 + t_{d m} \cdot 550)}{(1,9 - f_{d m})}$$

Ein Blick auf die Tafel 17 zeigt, daß das Mittel zwischen der Zusammensetzung des Dampfes aus einer Flüssigkeit mit 5% und einer anderen mit 10% Methylalkohol schätzungsweise das arithmetische Mittel aus beiden ist, das wäre dann:

$$\frac{28,6 + 46,8}{2} = 37,7\%, \text{ daher } f_{d \text{ mittel}} = 1,652.$$

Deshalb ist angenähert der Wärmeverbrauch:

$$C_d = \frac{10(19-9)(255 + 1,652 \cdot 550)}{19 - 1,652} = 7088 \text{ WE.}$$

Der gesamte entwickelte Dampf:

$$\left. \begin{aligned} a_d &= \frac{10(19-9)}{19-1,652} = 5,764 \text{ kg} \\ w_d &= \quad \quad \quad = 9,522 \text{ kg} \end{aligned} \right\} 37,70\%$$

$$a_d + w_d = 15,286 \text{ kg.}$$

Die Restflüssigkeit:

$$\left. \begin{aligned} a_R &= 4,236 \text{ kg} \\ w_R &= 80,418 \text{ kg} \end{aligned} \right\} 5\%$$

$$a_R + w_R = 84,654 \text{ kg} = 84,654\% \text{ von } a + w.$$

Wird der Weg der allmählichen, stufenweisen Berechnung des Verdampfungsvorganges gewählt, z. B. in der Art, daß bestimmt wird, welchen Wert die Faktoren f_R , a_d , a_R haben, wenn nach jedesmaliger Verdampfung die Restflüssigkeit um 1% schwächer geworden ist als die bei der vorhergehenden Stufe, so wird das Resultat, wenn auch nicht vollkommen genau, doch richtiger, als wenn schätzungsweise die mittlere Stärke des ganzen verdampften Gewichtes bestimmt wird. Diese Methode ist in den Tabellen 21 und 28 befolgt.

Aus Tabelle 28 erhellt z. B. (im letzten Teil Spalte 8), daß, wenn eine 10prozentige Methylalkoholmischung bis auf eine Restflüssigkeit mit 5% Alkohol verdampft wird, diese nur 66,6% des ursprünglichen Mischungsgewichts beträgt, nicht, wie aus dem eben vorgeführten Beispiel hervorzugehen scheint, 84,654%. Bei der in Wirklichkeit ganz ununterbrochen gleichmäßigen Verdampfung wird das Restgewicht wohl noch etwas kleiner sein.

Der Wert des mittleren Verhältnisses des Dampfes f_d mittel, der aus zwei Mischungen mit weit auseinanderliegenden Zusammensetzungen aufsteigt, kann einigermaßen durch Rechnung und (wie eben gezeigt wurde, sehr ungenau) durch Schätzung als arithmetisches Mittel aus den Grenzverhältnissen bestimmt werden, aber es darf ohne zu große Ungenauigkeit angenommen werden, daß das mittlere Verhältnis des Dampfes f_d aus Mischungen, dann etwa das arithmetische Mittel der Grenzdämpfe sei, wenn diese nicht wesentlich voneinander verschieden sind.

Für die Ausrechnung der Tabelle 21 und 28 ist angenommen worden, daß sich bei jeder der einzelnen kleinen Verdampfungen die flüssige Mischung und ihr Rückstand um 1 Alkoholprozent unterscheiden, und daß das mittlere Verhältnis der gesamten in dieser Stufe entwickelten Dämpfe (Spalte 3) dann das arithmetische Mittel der beiden Enddämpfe sei. Die Spalte 4 zeigt das Alkoholgewicht im Rückstand jeder kleinen Stufe, wenn es an ihrem Anfang $a = 1$ kg war. Spalte 6 gibt das Gewicht des ganzen Restes jeder kleinen Stufe, wenn diese vor der Verdampfung 1 kg Alkohol enthielt. In den Spalten 7 und 8 steht das Gewicht des Restes innerhalb von 10 Stufen, wenn die Flüssigkeit am Anfang der 10 Stufen 1 kg Alkohol besaß. Die Spalte 7 ist entstanden durch Multiplikation der ersten Zahl der Spalte 4 mit der zweiten Zahl der Spalte 6 — der Multiplikation der ersten \times der zweiten Zahl der Spalte 4 mit der dritten Zahl der Spalte 6 — der Multiplikation der ersten \times der zweiten \times der dritten Zahl der Spalte 4 mit der vierten Zahl der Spalte 6 und so fort für je 10 Stufen. Denn die Zahlen der Spalte 6 gelten für $a = 1$, die Zahlen der Spalte 7 aber für immer kleiner gewordenen a ($0,940 \times 0,943 \times 0,944 \times$ usw.). Endlich die Spalte 9 lehrt das Gewicht des letzten Restes vom Hundert der ersten Ursprungsmischung von 50 % (2 kg mit 1 kg Alkohol. Die Spalte 9 ist ebenso entstanden wie Spalte 7. Während bei den letzteren aber bei jeder neuen Dekade (50 — 40 — 30 — 20 — 10) wieder mit $a = 1$ angefangen wird, vermindert sich das a in der Spalte 9 von Anfang bis zu Ende. Die Tabellen 21 und 28 lassen erkennen, daß, um aus einem Alkoholwassergemisch durch einfache Destillation nahezu den ganzen Alkoholgehalt abzudampfen, fast auch das ganze Gemisch verdampft werden muß, daß also die bloße einfache Destillation zur Trennung dieser Stoffe nicht verwendbar ist.

Die Tafel 16 verdeutlicht, daß im ganzen der Alkoholgehalt in Hundert des Restes etwa proportional mit dem Gewicht des Restes (in v. H. des Ursprungs) abnimmt und daß, wenn die Mischung nur noch schwach ist (weniger als 3 % G. enthält), zur Entziehung des letzten Alkohols die Mitverdampfung von viel Wasser erfordert wird.

B. Allmähliche Verdichtung (Verflüssigung).

(Tabelle 22 und 29. Tafel 16.)

Wenn eine dampfförmige Alkoholwassermischung $a_s + w_s$ allmählich niedergeschlagen und das flüssig Gewordene sofort vom Restdampf ganz getrennt wird, so reichert sich sowohl der Restdampf $a_e + w_e$ als auch das Flüssige $a_v + w_v$ an Alkohol an. Wird, wie bei der allmählichen Verdampfung, angenommen, daß die mittlere Zusammensetzung des Flüssigen zweier sehr ähnlicher Dämpfe (d. h. also auch das mittlere Verhältnis $f_{v \text{ mittel}}$ des Flüssigen) das arithmetische Mittel der Verhältnisse der beiden Endflüssigkeiten einer Stufe sei, so ergibt sich für diesen Fall:

$$\frac{w_s}{a_s} = \frac{w_e + w_v}{a_e + a_v} = f_s = \frac{a_e f_e + a_v f_v}{a_e + a_v}$$

$$a_e f_s + a_v f_s = a_e f_e + a_v f_{v \text{ mittel}}$$

$$a_v = \frac{a_e (f_s - f_e)}{f_{v \text{ mittel}} - f_s} \quad \text{und} \quad a_e = \frac{a_v (f_{v \text{ mittel}} - f_s)}{f_s - f_e}$$

oder da $a_v = a_s - a_e$ ist

$$a_e f_s - a_e f_e = a_s f_{v \text{ mittel}} - a_s f_s - a_e f_{v \text{ mittel}} + a_e f_s$$

$$a_s = \frac{a_e (f_{v \text{ mittel}} - f_e)}{f_{v \text{ mittel}} - f_s} \quad a_e = \frac{a_s (f_{v \text{ mittel}} - f_s)}{f_{v \text{ mittel}} - f_e} \quad (170)$$

$$C_v = \frac{a_s (f_s - f_e) (\alpha + f_{v \text{ mittel}} \beta)}{f_{v \text{ mittel}} - f_e}$$

Beispiel: Aus 100 kg einer Methylalkohol-Wasserdampf-Mischung mit 60% Methyl soll soviel niedergeschlagen werden, daß der Restdampf 80% Methylalkohol enthält. Dann ist $a_s = 60$; $f_s = 0,666$; $f_e = 0,250$; $f_{v_1} = 4,811$; $f_{v_2} = 1,234$; wenn $f_{v \text{ mittel}}$ als arithmetisches Mittel zwischen dem ersten und letzten Dampf geschätzt wird, ist:

$$f_{v \text{ mittel}} = \frac{4,811 + 1,234}{2} = 3,0225; \quad \alpha = 255; \quad \beta = 550.$$

$$C_v = \frac{60 (0,666 - 0,250) (255 + 3,0225 \cdot 550)}{3,0225 - 0,250} = 17\,268 \text{ WE.}$$

Das gesamte Flüssige:

$$a_{v \text{ mittel}} = \frac{17268}{1917} = 9,008 \text{ kg}$$

$$w_{v \text{ mittel}} = \frac{27,210 \text{ kg}}{36,218 \% \text{ des ursprünglichen Gewichtes.}}$$

Der Restdampf:

$$a_e = 51,00 \text{ kg}$$

$$w_e = 12,79 \text{ kg}$$

$$\frac{63,79 \% \text{ des ursprünglichen Gewichtes.}}$$

Dem gegenüber zeigt die Tabelle 29 in der letzten Spalte, daß der aus einer 60%igen Mischung mit der Methode kleiner Stufen

berechnete Restdampf von 80% Alkohol, 61,3% (nicht 63,79%, wie das eben vorgeführte Beispiel angibt) vom Gewicht des Ursprungsdampfes darstellt.

Für die Berechnung der Tabellen 22 und 29 ist angenommen worden, daß ein Dampfgewicht $a_s + w_s$ mit 60% Alkohol, in dem $a_s = 1$ kg beträgt, in solchen Stufen verflüssigt wird, daß der jedesmalige Restdampf $a_e + w_e$ um 1% hochgrädiger als der vorhergehende ist und daß das Verhältnis f_{Vmittel} der auf jeder Verflüssigungsstufe entstehenden Flüssigkeit $a_v + w_v$ das arithmetische Mittel zwischen den Niederschlägen aus den beiden um 1% verschiedenen Dämpfen sei. Die 4. Spalte gibt das auf jeder Stufe im Dampf übrig bleibende Alkoholgewicht, wenn dies auf jeder Stufe vor der Verflüssigung = 1 kg war. Die 5. Spalte verzeichnet das unter diesen Umständen im Restdampf verbleibende Wassergewicht w_e und die 6. Spalte zeigt dann das Gewicht des ganzen Restdampfes $a_e + w_e$ unter den genannten Umständen, d. h. des jedesmaligen Restdampfes jeder Stufe. In der 7. Spalte wird der Restdampf jeder Stufe in v. H. des Ursprungsdampfes ausgedrückt. Die Spalte 8 weist in jeder Zeile das Gewicht des nach allen über ihr stehenden Verflüssigungsstufen bleibenden Restdampfes auf und endlich findet sich in Spalte 9 die Angabe dieses Restdampfgewichts in v. H. vom Ursprungsdampf $a_s + w_s$. In der Tafel 16 ist diese letzte Spalte verdeutlicht, indem die Abszisse den Alkoholgehalt in % G. des Restdampfes, die Ordinaten sein Gewicht in v. H. des Ursprungsdampfes vorstellen.

Tabelle 22 und Tafel 16 machen offenbar, daß bei der allmählichen Verflüssigung des Alkoholwasserdampfes von 60% G. der Alkoholgehalt in Hundert des Restdampfes etwa im umgekehrten Verhältnis mit seiner Gewichtsabnahme wächst.

19. Zusammenstellung der für die Berechnung von Destillierapparaten bestimmten Hauptgleichungen, wenn in diese nicht das Verhältnis $\frac{w}{a} = f$, sondern der Gehalt in Hundert der Flüssigkeiten und Dämpfe an Leicht siedendem (a) eingeführt wird.

Allen bis hierher angestellten Betrachtungen ist das Verhältnis des Schwersiedenden zum Leichtsiedenden in den behandelten Mischungen zugrunde gelegt, weil es vorteilhafter schien. Es kann aber offenbar auch das Gewichtsverhältnis des Leichtsiedenden zu der ganzen Mischung $\left(\frac{a}{a+w}\right)$ gewählt werden, und dann ist es offenbar bequem, dabei das Leichtsiedende als Gewicht in Hundert der ganzen Mischung anzugeben. Bedeutet p diese Gewichte in

Hundert und bezeichnen seine Zeiger, ebenso wie bisher die Stellen der Apparate, an denen das p Geltung haben soll, so gestalten sich die Gleichungen wie folgt:

Es ist allgemein für $a + w = 100$:

$$\begin{aligned} a &= p & w &= 100 - p \\ f &= \frac{100 - p}{p} = \frac{100}{p} - 1 \end{aligned} \quad (171)$$

1. Die Verdampfungswärme des Erzeugnisses:

$$C_e = a_e (\alpha + f_e \beta) = a_e \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_e} - 1 \right) \beta \right) \quad (172)$$

$$= p_e \alpha + (100 - p_e) \beta \text{ für } a + w = 100 \quad (173)$$

2. Die Verdampfungswärme des Rücklaufs:

a) vom Verdichter:

$$C_V = \frac{a_e (f_s - f_e) (\alpha + f_V \beta)}{f_V - f_s} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_s} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_V} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_V} - \frac{1}{p_s}} \quad (174)$$

b) von den Böden der Verstärkungssäule:

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_R \beta)}{f_R - f_d} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_d} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_R} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_R} - \frac{1}{p_d}} \quad (175)$$

c) in die Blase des Rektifizierapparats:

$$C_B = \frac{a_e (f_a - f_e) (\alpha + f_B \beta)}{f_B - f_a} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_a} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_B} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_B} - \frac{1}{p_a}} \quad (176)$$

d) vom Boden M der kontinuierlichen Destillierapparate:

$$C_R = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_M \beta)}{f_M - f_m} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_m} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_M} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}}$$

3. Die Erwärmung auf dem Boden M:

$$C_h = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_M \beta)}{f_M - f_m} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p} - \frac{1}{p_M} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_M} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}} \quad (177)$$

4. Die Gesamtwärme des von jedem Boden in der Verstärkungssäule aufsteigenden Dampfes:

$$C_e + C_R = \frac{a_e (f_D - f_e) (\alpha + f_d \beta)}{f_D - f_d}$$

$$C_e + C_R = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_D} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_d} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_D} - \frac{1}{p_d}} \quad (178)$$

5. Die Gesamtwärme vom Boden M der kontinuierlichen Destillierapparate:

$$C_e + C_N = \frac{a_e (f_M - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}$$

$$C_e + C_N = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_m} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}} \quad (179)$$

6. Die Gesamtwärme des Dampfes in der Abtriebssäule:

$$C_a = C_e + C_h + C_R = C_h + C_x = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}$$

$$= \frac{a_e \left(\frac{1}{p} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_m} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}} \quad (180)$$

7. Die Gesamtwärme in der Abtriebssäule auf das Schwersiedende bezogen:

$$C_a = C_e + C_h + C_R = C_h + C_x = \frac{(w - w_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}$$

$$= \frac{(w - w_e) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_m} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}} \quad (181)$$

8. Die bei nebeneinander stehenden Säulen in der Luttersäule aufzuwendende Wärme:

$$C_z = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} = \frac{a_e \left(\frac{1}{p_m} - \frac{1}{p_e} \right) \left(\alpha + \left(\frac{100}{p_m} - 1 \right) \beta \right)}{\frac{1}{p_M} - \frac{1}{p_m}} \quad (182)$$

20. Trennung von Mischungen aus mehr als zwei Stoffen.

Wenn es sich um Trennung der einzelnen Teile aus Mischungen von mehr als zwei Stoffen handelt, so ist eine zuverlässige rechnerische Verfolgung der Vorgänge in den Destillierapparaten jetzt noch nicht möglich, weil weder die bei der Verdampfung solcher Mischungen herrschenden physikalischen Gesetze genau bekannt, noch auch die jedem der in Frage kommenden Stoffe eigentümlichen Festwerte erforscht sind. Sowohl die Verhältnisse, in denen sich drei und mehr Flüssigkeiten ineinander lösen, als auch die Zusammensetzung des aus ihnen entweichenden Dampfes, endlich auch die latente Wärme dieses Dampfgemisches, namentlich wenn seine einzelnen Teile aufeinander chemisch einwirken, sind noch nicht für praktische Verwendung hinreichend erkundet. Die hierfür zu lösenden Aufgaben sind um so verwickelter, als es sich dabei um viele Verschiedenheiten handeln kann. Denn jede der Flüssigkeiten kann in allen anderen oder nur in einem Teil von diesen mehr oder weniger oder gar nicht löslich sein. Die gegenseitige Löslichkeit kann auch mit den Mischungsverhältnissen an sich, ebenso wie mit den Temperaturen wechseln. Endlich kommt es vor, daß sich die Stoffe während des Vorganges der Trennung verändern, auch neue Stoffe aus sich bilden. Da nun die Zusammensetzung der Dämpfe aus ineinander löslichen Stoffen anders geartet ist als aus nichtineinander löslichen, entstehen neue Verwickelungen, so daß einer brauchbaren rechnerischen Behandlung dieser Umstände bis jetzt jede Grundlage fehlt.

Aus diesen Gründen können hier nur einige, auf allgemeinen Kenntnissen und Beobachtungen beruhende Angaben über die Richtung gemacht werden, in der sich die Absichten bei der Herstellung von Apparaten, die solchen Zwecken dienen sollen, betätigen müssen. Einzelangaben über diese hier zu veröffentlichen, entspricht nicht der Aufgabe dieser Abhandlung, würde auch der Vielgestaltigkeit der zu behandelnden Stoffe wegen zu weit führen.

Sind alle Teile einer Mischung von verschiedenen Siedepunkten doch so geartet, daß sich jede in jedem Verhältnis in jeder anderen löst, so ist ihre Trennung in einem unterbrochen arbeitenden Trennungs-(Rektifizier-)Apparat meistens ganz gut möglich. Es erscheint dann natürlich die leichtestsiedende Flüssigkeit zuerst und der Reihe nach die anderen bis zur schwerstsiedensten. Die Genauigkeit der Trennung hängt, abgesehen von ihren physikalischen Eigenschaften, von der Höhe der Säulen und von der dem Dampf im Verdichter entzogenen Wärmemenge ab. Wenn ein oder mehrere Teile der Mischung nur in dieser ganz löslich sind, dies aber nur in abnehmendem Grade bleiben, sobald gewisse leichter siedende Teile der Mischung aus ihr entfernt sind, so kann sich der Zustand dem nähern, der eintritt,

wenn zwei ineinander unlösliche Flüssigkeiten verdampft werden. In diesem Falle ist die gemeinsame Siedetemperatur niedriger als die des Leicht siedenden und die Dampfzusammensetzung nur abhängig von der Spannung und dem Volumengewicht der Einzeldämpfe¹⁾ (der Komponenten) bei der gemeinsamen Temperatur.

In einem periodischen Rektifizierapparat gehen unter solchen Umständen (d. h. wenn einzelne Glieder der Mischung während der Destillation unlöslich werden) zunächst die leichtsiedenden Stoffe der Reihe nach über, bis die an ihnen verarmte Restmischung, die eine oder die mehreren schwerlöslichen Einzelteile nur noch knapp in Lösung erhalten kann. Dann beginnen diese gewöhnlich mit den anderen Dämpfen reichlich in der Säule so hoch in die Höhe zu steigen, wie sie mit armen Mischungen gefüllt ist. Dabei verhält es sich aber so, daß nun die entwickelten Dämpfe nicht durchaus reicher an Leichtsiedendem bleiben, sondern so, daß die Dämpfe nunmehr viel von dem erheblich höher siedenden Stoff enthalten können, wenn dessen Spannung und Volumengewicht bei der gemeinsamen Temperatur größer als die der anderen ist, wie es z. B. mit Wasser und Amylalkohol geschieht²⁾.

Wenn in eine Säule eines kontinuierlichen Destillierapparates zum Zwecke der Trennung eine Mischung aus vielen, ineinander löslichen Einzelstoffen fließt, so wird diese Säule die Mischung nur in zwei Teile zerlegen, deren einer ein fast ganz reiner Einzelstoff, deren anderer die Restmischung ist. Die Restmischung kann dann in einer zweiten Säule wieder in zwei Teile getrennt werden und diese Arbeit kann, theoretisch wenigstens, beliebig oft wiederholt werden, bis die letzte Säule die beiden letzten Einzelteile rein abliefert. Die letzte Säule liefert also zwei, jede frühere nur einen abgetrennten Stoff. Bei solchem Verfahren kann jeder von der Säule abgezweigte Einzelstoff diese oben als Dampf verlassen, während die Gemeinsamkeit der anderen ihr unten als Flüssigkeit entströmt, um in einer neuen Säule wieder eins ihrer Glieder oben als Dampf zu entlassen. Es kann aber auch der Weg gewählt werden, auf dem die erste und jede folgende Säule den jedesmal schwerst siedenden Stoff fast rein unten als Flüssigkeit entläßt, während das Dampf-

¹⁾ E. Hausbrand, Verdampfen, Kondensieren, Kühlen. 6. Aufl. — C. v. Rechenberg, Theorie der Gewinnung und Trennung der ätherischen Öle durch Destillation.

²⁾ M. E. Duclaux, Annales d. chem. et phys. 1876 (5), S. 26., — Isidore Pierre et Ed. Puchot, Annales d. chem. et phys. 1872, XXVI, 4, S. 145. — Dieselben, Comptes rendus 1871, S. 599, 778. — P. Doleylak, Z. f. phys. Chem. 1908, S. 727. — Konowalow, Wied. Ann. 1881, S. 49, 219. — Plücker, Pogg. Ann. 1854, S. 193. — Sehfeldt, Thil. Mag. 1895, S. 397; 1898, S. 42. — Linebarger, J. amer. chem. Soc. 1895, S. 615. — Jan v. Zawidzki, Z. f. phys. Chem. 1910, S. 129. — J. P. Künen, Theorie der Verdampfung von Gemischteilen 1910.

gemisch der anderen Stoffe oben entweicht, um in den folgenden Säulen wieder das je schwerst siedende Mitglied zu verlieren. Welche dieser beiden Methoden in jedem Fall zweckmäßig zu wählen ist, hängt von den physikalischen Eigenschaften der Stoffe ab. Soweit diese und ihr Verhalten in einer größeren Gemeinschaft in Hinsicht auf ihre Dampfzusammensetzung und Temperatur und auf latente und spezifische Wärme bekannt sind, können die Abmessungen der Säulen, Verdichter und Kühler, mit Anwendung der früher entwickelten Vorstellungen und Formeln auch berechnet werden. Denn sinngemäß angewendet, gilt das früher Gesagte auch für alle diese Fälle. Jede der neben- oder übereinander gestellten Säulen muß, wenn es auf möglichst scharfe Trennung der Einzelstoffe ankommt, mit einem unteren Stück für den Abtrieb, einem oberen für die Verstärkung und einem über diesem angeordneten Verdichter versehen sein. Alle wie immer gearteten Spezialbauarten beruhen auf diesem einfachen Schema.

Enthält ein Flüssigkeitsgemisch außer vollkommen löslichen auch weniger, oder bei bestimmten Mischungsverhältnissen fast gar nicht lösliche schwersiedende Glieder, wie oben beschrieben, so treten Verwickelungen ein. Dann kann es vorkommen, daß in einem unteren Stück einer Säule für Abtrieb, in dem die Mischung an bestimmten, namentlich leichtsiedenden Bestandteilen sehr arm wird, andere Bestandteile hierdurch fast unlöslich werden und folglich sich in Hinsicht auf ihre Dampfentwicklung auch so wie unlösliche Stoffe verhalten. Ihre Dämpfe steigen dann mit den anderen reichlich in die Verstärkungssäule empor, wenn sie hohe Spannungen und große Volumengewichte haben. Aber in der Verstärkungssäule, in der ja nach oben hin immer größerer Reichtum an leichtsiedenden Bestandteilen herrscht, in denen also jener unten unlösliche Stoff leicht löslich wird, entwickeln sich Dampfgemische, in denen das nun Lösliche eine geringe oder gar keine Rolle spielt. Denn das Lösliche, aber Schwersiedende entwickelt aus den Böden, in denen das Leichtsiedende stark vorherrscht, oft seinerseits wenig oder fast keinen Dampf. Deshalb, da auf solche Weise diesen Dämpfen sowohl der untere wie der obere Ausgang verschlossen ist, müssen sie sich so lange an bestimmten Stellen der Säule ansammeln, bis sie hier einen wesentlichen Teil der Flüssigkeitsmischungen bilden. Aus diesen entsteht dann doch schließlich ein mit Schwersiedendem gemischter Dampf und eine ebensolche Flüssigkeit, die ihre Bestandteile hinauf und herunter schicken, sich so den Ausgang erzwingen, sich den sonst reinen Erzeugnissen beigesellen und sie verderben.

In solchen Fällen muß, um die schädliche Ansammlung der unten unlöslichen, oben löslichen schwersiedenden Stoffe nun in unschädlichen Grenzen zu halten, an der richtigen Stelle der Säule ein ge-

wisser Teil der Flüssigkeit dauernd oder zu gewissen Zeiten abgezogen und so behandelt werden, daß sich der unlösliche Stoff aus ihm ausscheidet, worauf der Rest wieder der Säule zugeführt werden kann. Dieses Verfahren setzt voraus, daß die Ansammlung der teilweise löslichen Stoffe auf gewissen Böden der Säule in solchem Maße stattfindet, daß der Abzug eines kleinen Teiles der Bodenflüssigkeit für die Entfernung des Schädlichen genügt, weil es sonst aus wirtschaftlichen Gründen unvorteilhaft wird.

Als Vorteile der ununterbrochenen Trennung der Stoffe aus mehrfachen Mischungen gegenüber dem periodischen oder unterbrochenen Verfahren werden oft der geringere Dampfverbrauch und der Fortfall der Verarbeitung von Nachprodukten angeführt. Diese Vorteile treten doch nicht in allen Fällen ein, denn oft bedürfen die ununterbrochen arbeitenden Apparate, wegen der Notwendigkeit der wiederholten Verflüssigung zur Rückflußbildung in jeder Säule, beträchtliche Wärmemengen und gut gebaute periodische Rektifizierapparate geben unter Umständen nicht sehr viel Nachprodukte. Ist aber die Anzahl der verschiedenen Stoffe einer Mischung nicht zu groß und wird nicht auf vollkommene Reinheit aller Einzelbestandteile gerechnet, so leisten ununterbrochen arbeitende Trennungsgaräte oft auch für die gleichzeitige Trennung reichhaltiger Gemische sehr gute Dienste.

21. Einzelheiten beim Bau der Destillierapparate.

Über Einzelheiten beim Bau der Destillierapparate soll hier nur Weniges gesagt werden, weil die sehr verschiedenen Eigenschaften der zu bearbeitenden Stoffe und die sehr vielseitigen Wünsche der Industrie, ein tiefes Eingehen auf viele Nebendinge erfordern würde, was nicht in der Absicht liegt. Bisweilen kann ja auch dasselbe Ziel auf verschiedenen Wegen erreicht werden. Als wesentliche Erfordernisse aller Destillierapparate können etwa die folgenden bezeichnet werden.

Die Flüssigkeiten müssen überall die für ihre Bewegung hinreichenden Wegweiten finden, damit sie sich nicht stauen oder verstopfen können. Die Wege müssen so eingerichtet sein, daß die Flüssigkeiten sie auch alle so durchlaufen, wie es erwünscht ist. Wo Flüssigkeit und Dampf sich begegnen, muß für jedes hinreichender Querschnitt vorhanden sein, damit sie einander nicht hindern. Der Dampf, der die Flüssigkeit durchdringen soll, muß mit ihr in so vielseitige Berührung kommen wie möglich. Er soll ihre kleinsten Teile bespülen. Beide wirken aufeinander nur durch die gegenseitigen Berührungsflächen und diese werden um so größer, in je feinere Strahlen der Dampf und in je kleinere Tropfen die Flüssigkeit zer-

legt wird. Dabei sollen die Strömungen nicht zu schnell geschehen. Hinreichende Querschnitte sind erforderlich. Es ist eine falsche Sparsamkeit, die Apparate zu eng zu bauen, vielmehr ist dahin zu streben, daß von jedem Boden in den höheren nur Dampf, aber keine Flüssigkeit aufsteigt, was ja durch guten Bau erreicht werden kann. Unsere Rechnungen gründen sich auf diese Voraussetzungen, denn nach oben mitgerissene Flüssigkeitstropfen verschlechtern die Wirkung. Die Flüssigkeit soll von jedem Boden auf den nächst tieferen nur auf dem ihr vorgeschriebenen Wege fließen und nicht in unbekanntem Mengen durch Undichtheiten oder willkürliche Öffnungen herablaufen.

Der Inhalt der Blase der periodischen Rektifizierapparate soll in keinem ungünstigen Verhältnis zur stündlichen Leistung stehen. Er vermindert seinen Inhalt an Leichtsiedendem in der Zeit eines Abtriebes von einem Höchstgehalt meistens bis auf fast Null, während das hergestellte Erzeugnis an Gewicht und Zusammensetzung fast gleich bleibt. Es zeigt sich, daß in der Tat, im Durchschnitt, der Gehalt der Füllung, auf 100 Kilo Erzeugnis bezogen der gleiche ist, gleichgültig, ob diese so klein ist, daß sie nur für eine kurze Zeit (10 oder 24 Stunden) oder so groß, daß sie für eine lange Zeit (24 bis 48 Stunden) ausreicht. Die Tafel 18 und die kleine Tabelle, deren Füllungen von 2500 bzw. 5000 Kilo Alkohol-Wassermischung von 50 % und einstündliche Leistung von 150,65 Kilo Sprit von 94,61 % (= 100 Kilo Alkohol) zugrunde gelegt sind, zeigen, daß die Zusammensetzung des Blaseninhalts sich stets proportional mit dem Gewicht des Abgetriebenen hält:

Nach Stunden des Betriebes		0	6	12	18	21	24
Ist der Blasen- inhalt:	Alkohol Kilo:	2500	1900	1300	700	400	100
	Wasser Kilo:	2500	2466	2433	2393	2381	2364
		5000	4366	3733	3093	2781	2464
	%:	50	43,5	34,84	22,61	14,38	4,05
Ist der Blasen- inhalt:	Alkohol Kilo:	5000	4400	3800	3200	2900	2500
	Wasser Kilo:	5000	4966	4932	4898	4883	4864
		10000	9366	8732	8098	7783	7464
	%:	50	46,72	43,51	39,53	37,02	34,81
Nach Stunden des Betriebes		30	36	42	48	50	
Ist der Blasen- inhalt:	Alkohol Kilo:	2000	1400	880	200	—	
	Wasser Kilo:	4830	4793	4759	4726	4714,7	
		6833	6193	5639	4926		
	%:	29,28	22,60	14,32	4,22	0	

Wärmeverbrauch und Reinheit des Erzeugnisses sind hiernach unabhängig vom Verhältnis des Blaseninhalts zur stündlichen Leistung.

Allein dennoch sind große Blasenfüllungen vorteilhafter als kleine, weil sie unter sonst gleichen Umständen ein reichlicheres reines Erzeugnis ergeben. Gewiß hängt dies damit zusammen, daß praktisch die Rektifikation nicht nur zwei Stoffe zu trennen, sondern diese auch von anderen Beimengungen zu befreien hat. Da durch geschickte Betriebsweise solche Beimengungen, weil sie andere Siedepunkte als die beiden Hauptteile haben, meistens am Anfang und am Ende gleichsam aufgesammelt und aufgestaut werden können, um sie recht unvermischt zu entfernen, so bleibt für das Gewinnen des reinen Erzeugnisses mehr Raum bei großen Füllungen.

Zweiter Teil.

In diesem Teil wird die Berechnung der ununterbrochenen Trennung von elf Mischungen nach der im ersten Teil dargestellten Art im einzelnen vorgeführt.

22. Äthylalkohol und Wasser.

A. Physikalische Eigenschaften.

Die Berechnung der Hauptabmessungen der Rektifizier- und Destillierapparate für Äthylalkohol-Wassermischungen wird mit Hilfe der bis dahin entwickelten Anschauungen, Erklärungen und Gleichungen in etwas ausführlicherer Weise als bei den später folgenden anderen Mischungen geschehen, weil hier die Gelegenheit wahrgenommen werden soll, manches noch gleichsam beispielsweise durch Zahlen aufzuklären, was früher durch bloße Formeln nicht so klar geworden sein mag.

In dieser Veröffentlichung werden immer Gewichtsprocente gedacht; da aber oft Maßprocente angeführt werden, ist hier eine Vergleichstabelle aus Märkers Handbuch der Spiritusfabrikation beigegeben. Tabelle 38.

Die spezifischen Gewichte s von Alkoholwassermischungen gibt die nachstehende Tabelle nach D. Mendeléeef¹⁾:

Alkohol		Alkohol		Alkohol		Alkohol	
% Gew.	s						
100	0,7936	75	0,8601	50	0,9179	25	0,9644
95	0,8086	70	0,8719	45	0,9287	20	0,9707
90	0,8225	65	0,8838	40	0,9389	15	0,9768
85	0,8354	60	0,8953	35	0,9484	10	0,9831
80	0,8479	55	0,9067	30	0,9570	5	0,9904

Die spezifische Wärme des reinen Äthylalkohols ist nach Regnault bei 0°: $\sigma = 0,54754$, bei 80°: $\sigma = 0,76938$. Die spezi-

¹⁾ D. Mendeléeef, Journ. of chem. Soc. 1887. Poggnd. Ann. 138, 277 und 279 (1869). — W. Fresenius und L. Grünhut, Interpolation nach Mendeléeef, Z. f. anal. Chem. 51, 123 (1912).

fische Wärme seines Dampfes nach E. Wiedemann zwischen $217^{\circ} \div 101^{\circ}$: $\sigma = 0,4512$. Zwischen $223^{\circ} \div 114^{\circ}$: $\sigma = 0,4557$.

Die spezifische Wärme der Äthylalkohol-Wassermischungen ist nach Schüller¹⁾ zum Teil größer als die mit der Gleichung

$$\sigma_m = \frac{\sigma_1 p_1 + \sigma_2 \cdot p_2}{p_1 + p_2}$$

berechnete, was von anderer Seite bestätigt wird. Die vom Verfasser durch Interpolation verdichtete Tabelle, in der die von J. H. Schüller mitgeteilten Zahlen fettgedruckt sind, zeigt die spezifischen Wärmen verschiedener Mischungen:

Alkohol		Alkohol		Alkohol		Alkohol	
% Gew.	spezifische Wärme σ						
85	0,7100	60	0,893	44,35	0,9610	20	1,0400
83	0,7168	58,17	0,8590	40	1,0070	14,9	1,0391
80	0,739	55	0,8700	35,33	1,0076	10	1,0250
75	0,767	54,09	0,8826	30	1,0200	5	1,0110
73,9	0,777	50	0,9030	28,56	1,0354		
70	0,791	49,46	0,9163	25	1,0366		
65	0,890	45	0,9400	22,56	1,0436		

Die Verdampfungswärme des reinen Alkohols ist nach Regnault $\alpha = 201,5$ WE, nach Brix $\alpha = 214$ WE, nach Deprez $\alpha = 208$ WE. G. Zeuner²⁾ bewertet die latente Wärme bei verschiedenen Temperaturen in nachstehender Weise:

°C	WE	°C	WE
0	236,50	60	227,63
10	238,81	70	220,62
20	240,58	80	213,09
30	245,51	90	206,03
40	238,29	100	199,12
50	233,79		

Wenn für den Alkohol die Zahl von Brix zugrunde gelegt wird, so kann die latente Wärme für Alkoholwasserdämpfe wie in der Tabelle 2 geschehen, ausgerechnet werden, unter der Voraussetzung, daß die Verdampfungswärme der Dampfmischungen die Summe der latenten Wärmen der einzelnen Dämpfe sei. Im ersten Teil dieser Abhandlung ist berichtet, daß diese Annahmen nach den Unter-

¹⁾ J. H. Schüller, Pogg. Ann. 5, 116, 192 (1871), auch Wiedemanns Handb. d. Phys.

²⁾ G. Zeuner, Grundzüge der mechanischen Wärmetheorie.

suchungen Dan. Tyrers für gegeneinander neutrale Dämpfe wahrscheinlich zutrifft, daß aber die Frage offen ist für Dämpfe von Stoffen, die aufeinander einwirken, was zwischen Alkohol und Wasser wohl der Fall ist. Da aber Untersuchungen für Mischungen, die sich so verhalten, nicht bekannt geworden sind, so ist hier auch für sie die arithmetische Summe der beiden Verdampfungswärmen als die des Gesamtdampfes angenommen in der Hoffnung, daß der Fehler nicht unzulässig groß sein wird, wofür einige Anhaltspunkte gegeben sind. Es kann sein, daß die Summe der latenten Wärmen der Einzeldämpfe, die bei der zwischen 79° und 100° liegenden gemeinsamen Temperatur gelten, den vorläufig richtigsten Wert der latenten Wärme des Gesamtdampfes lehrt, die demnach veränderlich wäre. Es werden aber im folgenden die Verdampfungswärmen der Einzeldämpfe gleichbleibend, und zwar die des Alkohols $\alpha = 205$ WE und die des Wassers $\beta = 544$ WE angenommen, weil die ohnehin schon etwas umständlichen Rechnungen, mit denen immer praktische Zwecke verfolgt werden, sonst zu verwickelt und unübersichtlich werden würden. Einen Vergleich und eine Kritik der mit und ohne Berücksichtigung der veränderlichen Temperatur berechneten Werte vor α und β erlauben die nachfolgenden Zahlen:

Alkoholgehalt . . .	5%	25%	50%	75%	95%
Siedetemperatur . .	99,2	97	91	81	79° C.

Nach Zeuner ist dabei

$\alpha =$	199	202	207	214	212 WE
$\beta =$	536	535	542,8	551	550 WE.

Daraus die latente Wärme der Dampfmischung $a \cdot \alpha + w \cdot \beta$:

	508	452	375	298	228 WE.
--	-----	-----	-----	-----	---------

Wird dagegen gesetzt gleichbleibend: $\alpha = 205$, $\beta = 544$ WE, so entsteht die latente Wärme der Dampfmischung:

	527	454	380	289,8	222 WE.
--	-----	-----	-----	-------	---------

Da nun selbst die latente Wärme des reinen Alkohols von verschiedenen Forschern zwischen 201,5 und 214 gefunden wurde, scheinen die hier hervortretenden Unterschiede für unsere Rechnung nicht zu erheblich.

Die Siedetemperatur des reinen Äthylalkohols ist 78° C, die Siedetemperaturen seiner Mischung mit Wasser sind in der Tabelle 3 mitgeteilt.

Die Zusammensetzung des Dampfes, der sich aus Alkoholwassermischungen entwickelt, ist zu verschiedenen Zeiten von verschiedenen Forschern untersucht worden, allein die gefundenen Zahlen weichen voneinander ab. In der Tabelle 2 und in der Tafel 17 sind

einige dieser Beobachtungen zusammengetragen. Die Abszisse gibt den Alkoholgehalt in der Flüssigkeit, die zugehörige Ordinate den Gehalt des Dampfes alles wie hier stets in vom Hundert des Gewichts. Es sind bekannt geworden folgende Versuchsreihen: Die älteste von Gröning, ferner eine neuere von den Herren Blacher und Raschewski¹⁾, sodann die Zahlen von M. Margules²⁾. — Einige Angaben rühren von Lord Rayleigh³⁾ her, eine ziemlich dichte Tabelle ist vor nicht langer Zeit von Hilding Bergström⁴⁾, Stockholm, veröffentlicht worden, die mit Blacher, Rayleigh gut übereinstimmt, endlich gibt es die von Sorel⁵⁾ mitgeteilte Beobachtung.

Die zweite, dritte und vierte Linie weichen voneinander nicht wesentlich ab, nur die erste und fünfte nach Angaben Grönings und Sorels sind zwischen 20° und 70° von den anderen stark unterschieden. In den ersten beiden Auflagen dieses Buches wurde die Gröningsche Tabelle den Rechnungen zugrunde gelegt, in der dritten geschah dies mit der von Sorel. In der vorliegenden Auflage ist die Tabelle von Hilding Bergström gewählt, weil sie mit denen anderer Forscher wie Blacher, Rayleigh, Margules fast übereinstimmt und weil mit ihr ausgeführte Buchungen nach der Erfahrung des Verfassers den praktischen Erprobungen am besten Stand halten. Mir scheint die Sorelsche Linie die unrichtigste von allen zu sein⁶⁾.

Auch die Beobachtung Lord Rayleighs³⁾, die von Bergström bestätigt wird, daß Spiritus mit 95,5% G. Alkohol einen Dampf ergebe, der schwächer sei, nämlich nur 95,45%, daß also vorher ein Gipfelpunkt der Linie bestehe (wie ja auch praktisch der Alkoholgehalt des Dampfes von 95,35% durch Rektifikationen nicht überschritten wird), scheint anzudeuten, daß die bis 100% führende Linie Sorels nicht der Wahrheit entspricht^{7,8)}.

1) Professor C. Blacher (Riga) Privatnachricht.

2) M. Margules, Wiener Berichte.

3) Lord Rayleigh, Phil. Mag. (6) 4, S. 521, 1902.

4) Hilding Bergström, Jernkontorets Annaler Bihang.

5) E. Sorel, Distillation et rectification industrielle 1899.

6) Siehe auch Noyes und Warfel (Journ. Amer. Chem. Soc. 1901, 28, S. 463) und J. P. Künen: Theorie der Verdampfung und Verflüssigung von Gemischen 1906, S. 114.

7) S. Young (Journ. of the Chem. Soc. 1902, 81, S. 719) fand bei 95,57%, Le Bel (Compte rendu 1879, 88, S. 912) fand bei 95% Gew., Linebarger (Chem. News 1894, 70, S. 52) fand bei 94,5% Gew. den niedrigsten Siedepunkt = 77,990°, bei 97,59% Gew. den Siedepunkt 78,091°, bei 91,778% dasselbe. — Noyes und Warfel (Journ. Amer. Soc. 1901, 28, S. 463) fanden bei 96% Gew. (97,45% M.) den tiefsten Siedepunkt 78,174°, bei 90,7% = 78,3° C.

8) M. Masing, St. Petersburg (Chemiker-Zeitung 1908, Nr. 63, S. 745). Versuche über den Alkoholgehalt der aus flüssigen Alkohol-Wasser-Mischungen

In der Tabelle 2 finden sich in den Spalten 3 und 5 die Verhältnisse $\frac{w}{a} = f$ und $\frac{w_d}{\alpha_d} = f_d$ und in den Spalten 6 und 7 die ausgerechneten Werte der Brüche $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$, die in den späteren Rechnungen sehr häufig gebraucht werden.

Die von Gröning, Margules, Blacher, Rayleigh, Haywood angegebenen Dampfzusammensetzungen finden sich in der Tabelle 2 der dritten Auflage dieses Buches.

B. Wärmeverbrauch der periodischen Alkohol-Rektifizierapparate.

Aus früher Dargelegtem ist bekannt geworden, daß zur Herstellung eines hochgradigen Alkoholwasser-Dampfgewichtes $a_e + w_e$ (dessen Verhältnis $\frac{w_e}{a_e} = f_e$ ist) aus einer Dampfmischung mit dem Verhältnis $\frac{w_d}{a_e} = f_d$, eine bestimmte Wärmemenge $C_V = C_R = C_B$ dem Dampf im Verdichter entzogen und die hierdurch erzeugte Flüssigkeit wieder in die Säule zurückgeschickt werden muß. Es wurden gefunden:

$$C_B = \frac{a_e (f_a - f_e) (\alpha + f_B \beta)}{f_B - f_a} \quad (190)$$

Auch dies ist bekannt, daß C_B die theoretisch niedrigste Grenze erreicht, wenn der unterste Rücklauf f_B die gleiche Zusammensetzung hat, wie die Flüssigkeit in der Blase f_A , aus der sich der Ursprungsdampf f_a entwickelte. Praktisch ist diese Grenze nicht erreichbar, weil dann auch der erste Boden von unten und folglich auch alle folgenden Böden die gleiche Zusammensetzung haben müßten, ein

entwickelten Dämpfe bei vermindertem Druck. Aus 1000 ccm wurden je 40 ccm verdampft. Alles Gewichtsprozente.

Ursprüngliche Mischung	Alkoholgehalt des Dampfes			
	bei atm. Druck	400 mm Druck (360 Vak.)	220 mm Druck (540 Vak.)	40 mm Druck (740 Vak.)
% Gew.	%	%	%	%
33,36	71,85	72,56	73,39	75,26
52,14	75,91	76,38	76,87	78,18
73,50	83,00	—	—	84,13
85,66	88,00	88,26	88,53	89,06
88,26	89,81	—	—	90,70
90,98	91,68	91,89	92 00	92,39
93,83	94,04	—	—	94,57
96,82	96,73	—	—	97,05

Fortschritt in der Verstärkung also nicht erreichbar wäre. Deshalb muß immer etwas, oft viel mehr Wärme, als ihre theoretisch geringste Menge, im Verdichter entzogen werden. Aber je mehr sich f_B der Grenze f_A nähert, um so geringer ist der Wärmearaufwand C_V für den Rücklauf.

Beispiel: Es soll $a = 1$ kg Alkohol als Spirit von 94,61% Gew. ($f_e = 0,057$) erzielt werden, aus einer Flüssigkeit in der Blase von 10%, deren Verhältnis $f_A = 9,00$ ist, die also einen Dampf von 51,6 ($f_a = 0,938$) entwickelt.

Hat der Rücklauf in die Blase:

10%	20%	30% Gew.
$f_B = 9,00$	4,0	2,333

so ist die Rücklaufwärme:

$$C_B = \frac{1(0,938 - 0,057)(205 + 9,00 \cdot 544)}{9,00 - 1} = 538,05 \text{ WE}$$

$$C_B = \frac{1(0,938 - 0,057)(205 + 4 \cdot 544)}{4,0 - 1} = 700,0 \text{ WE}$$

$$C_B = \frac{1(0,938 - 0,057)(205 + 2,333 \cdot 544)}{2,333 - 1} = 881 \text{ WE.}$$

Der Wärmearaufwand für den Rücklauf wächst, wie hier zu erkennen, mit seiner Hochgrädigkeit bedeutend.

Um nun einen Überblick über die geringste (theoretisch erforderliche) im Verdichter zu entziehende Wärmemenge $C_B = C_R = C_V$ zu erhalten, mit deren Hilfe ein Kilo Alkohol als Spirit von 85,76—92,37—94,61% G. aus Flüssigkeit von 93 ÷ 5% zu gewinnen ist, wurde mit Hilfe der Gleichung 190 die Tabelle 11 ausgerechnet und in Abb. 19 dargestellt. Auf der Abszisse ist der Alkoholgehalt des Dampfes der Ursprungsmischung aufgetragen, von der aus die Verstärkung beginnen soll. Die Ordinaten zeigen dann in ihrem Schnittpunkt mit den Linien (die für die Verstärkung gelten) die Wärmeinheiten an, welche für die Erzeugung von 1 kg Alkohol in der an die Linie geschriebenen Hochgrädigkeit (94,61—92,37—85,76%) wenigstens erforderlich ist. Tabelle und Abbildung bestätigen, daß im allgemeinen wohl der Wärmeverbrauch für den Rücklauf C_R in der Verstärkungssäule um so größer ist, je schwächer die Ursprungsflüssigkeit war, daß er bei schwächeren Lösungen (von 6% und weniger) fast unabhängig von der Hochgrädigkeit des zu erzielenden Erzeugnisses wird, daß aber hochgrädiger Spirit immer einen großen Wärmearaufwand erfordert, auch wenn die Ursprungsflüssigkeiten schon ziemlich stark sind. Sehr auffällig machen sich Schwankungen der erforderlichen Rücklaufwärme bemerkbar. Diese nimmt nicht dauernd mit zunehmendem Alkoholgehalt der Ursprungsflüssigkeit ab, sondern nur bis zu einem Gehalt von etwa 36% der Flüssigkeit (73,1% des Dampfes), um dann wieder sehr zu steigen, wenigstens

wenn das Erzeugnis sehr alkoholreich sein soll. Diese Erscheinung hat wohl wirklich ihren Grund in der Natur der Äthylalkoholwassermischungen, denn gleiche Rechnungen, die zur Ergründung der Ursache, auch mit den von anderen Forschern gefundenen Dampfkurven des Äthylalkohols ausgeführt wurden, zeigen ähnliche Schwankungen. Auch bei Mischungen anderer Stoffe führten die Rechnungen ähnliches zutage.

Zur Berechnung der Apparatabmessungen ist natürlich der größte Wärmeverbrauch, der für den Verlauf zwischen dem Gehalt der rohen Flüssigkeit und dem des zu erzielenden Erzeugnisses in der Tabelle 11 angegeben ist, zugrunde zu legen. Der praktische Betrieb der Apparate wird aus bekannten Gründen immer etwas mehr als die theoretisch geringste in dieser Tabelle 11 angeführte Wärmemenge nötig machen.

C. Die erforderliche Anzahl von Böden in den Säulen.

Wenn nun bekannt ist, daß durch Entziehung von etwas mehr als der theoretisch geringsten Wärmemenge im Verdichter, die die Tabelle 11 angibt, und durch wiederholte Verdampfung in einer Säule wirklich ein bestimmtes Erzeugnis aus einer bestimmten Mischung erreicht werden kann, so geht auch aus den früheren Betrachtungen ohne weiteres hervor, daß der Fortschritt in der alkoholischen Verstärkung von einem Boden zum folgenden um so größer sein wird, je mehr hochgrädiger Rücklauf über diese herabfließt. Der Alkoholgehalt des Rücklaufs wächst mit seiner Menge (im Verhältnis zur Menge des Erzeugnisses) und es ist zu erwarten, daß die Zahl der erforderlichen Aufkochungen abnimmt, wenn für eine bestimmte Leistung die Rücklaufmenge (und Wärme) vergrößert wird. Aber die Frage, wieviel Aufkochungen (Böden) nun in jedem bestimmten Fall in die Säule eingebaut werden müssen, ist noch zu beantworten.

Die Antwort auf diese Frage kann nun nicht durch Ausrechnung einer einzigen Gleichung gegeben werden, weil hierzu der Besitz eines geeigneten mathematischen Ausdrucks für die Zusammensetzung des Dampfes aus bekannten Flüssigkeitsgemischen gehören würde. Solange diese Formel fehlt, muß man sich dazu bequemen, den Fortschritt der Verstärkung des Dampfes für jeden Fall von Boden zu Boden auszurechnen, wobei die Zusammensetzung der Ursprungsflüssigkeit ($a + w$), das beabsichtigte Erzeugnis ($a_e + w_e$) und die dafür aufgewendete Rücklaufwärme C_R zu berücksichtigen sind. Wenn diese Arbeit für viele Lösungen und Erzeugnisse, sowie unter Anwendung verschiedener Rücklaufwärmen ausgeführt und hieraus die jedesmal nötige Anzahl von Böden gefunden ist, so lehrt ein Blick auf die gewonnenen Ergebnisse leicht die zweckmäßigste Entscheidung zu fällen.

Die Tabelle 12 enthält eine Anzahl solcher Ausrechnungen. Sie geben den Alkoholgehalt des Dampfes und der Flüssigkeit auf jedem Boden von Verstärkungs- (Rektifikations-) Säulen, deren jede 10 kg Alkohol herstellt in Stärken von

$$\begin{array}{r} 85,76 - 92,46 - 94,61\% \text{ G.} \\ (90 - 95 \quad - 95,5\% \text{ M}) \end{array}$$

bei Aufwendung verschiedener Wärmemengen für den Rücklauf C_R von 4000—8000 WE. Es zeigt sich hier, in welchem Maße die Anzahl der erforderlichen Aufkochungen von dem Alkoholgehalt der Ursprungsflüssigkeit abhängt, daß um so mehr Wärme erforderlich, je schwächer dieser und daß, wenn der Wärmearaufwand C_R nur gleich dem kleinstmöglichen sein soll, die Bodenzahl leicht über ein zulässiges Maß wächst. Auch bestätigt es sich, daß der Wärmearaufwand der unterbrochen arbeitenden Apparate nicht gleich bleibt, sondern mit dem natürlich abnehmenden Alkoholgehalt der Blasenfüllung wächst. Bei gleichbleibender stündlicher Leistung wird der erforderliche Rücklaufbedarf allmählich größer oder bei gleichbleibender Rücklaufwärme die stündliche Leistung kleiner. Viele Böden verbilligen die Herstellung.

Die Berechnung der Säulen kann mit der Blase beginnend von unten nach oben oder umgekehrt mit dem Verdichter von oben nach unten beginnend erfolgen. Die zweite Richtung scheint die vorteilhaftere, weil sie gestattet, von dem Erzeugnis auszugehen und deshalb sind hier alle verstärkten Säulen auch in dieser Art berechnet worden. Ein Beispiel mag zur näheren Aufklärung der befolgten Berechnungsweise dienlich sein. Bei diesem wird zunächst angenommen, daß die Zusammensetzung des Rücklaufs aus dem Verdichter sich zu der des Erzeugnisses verhalte, wie die Ursprungsflüssigkeit zu dem über ihr schwebenden Dampf. Es sind zwei Säulen zur Erzeugung von etwas schwachgrädigem Sprit gewählt worden, weil bei diesen in lehrreicher Weise die Abnahme des Alkoholgehalts nach unten hin schon bei den obersten Böden merklicher ist als für sehr hochgrädige Erzeugnisse.

Beispiel: Herzustellen seien 11,66 kg Sprit von 85,76% G. (90% M) wobei $a_e = 10$ kg Alkohol und $w_e = 1,66$ kg Wasser ist. Dem aus der Säule kommenden Dampf sollen dazu im Verdichter (Kondensator) der einen Säule $C_R = 5000$ WE und dem der zweiten $C_R = 10000$ WE entzogen werden.

Die Rücklaufwärme ist: $C_R = 5000$ WE $C_R = 10000$ WE
 Der Sprit wiegt: $\left\{ \begin{array}{l} a_e = 10 \text{ kg} \\ + w_e = 1,66 \text{ „} \end{array} \right.$ $\left\{ \begin{array}{l} a_e = 10 \text{ kg} \\ + w_e = 1,66 \text{ „} \end{array} \right.$
 Sein Verhältnis ist: $f_e = 0,166$ „ $\approx 85,76\%$ $f_e = 0,166$ „ $\approx 85,76\%$

Folglich ist das Verhältnis des Rücklaufs:

$$f_V = 0,2422 \text{ (d. i. } = 80,5\%)$$

$$f_V = 0,2422 \text{ (d. i. } 80,5\%).$$

Das Gewicht an Alkohol und Wasser im Rücklauf ergibt sich aus der Gleichung:

$$C_V = a_V (\alpha + f_V \beta) = a_V (205 + 0,2422 \cdot 544) = 5000 \text{ bzw. } 10000 \text{ WE}$$

hieraus:

$$a_V = \frac{5000}{336,5} = 14,88 \text{ kg}$$

$$a_V = \frac{10000}{336,5} = 29,76 \text{ kg}$$

$$w_V = a_V \cdot f_V = 14,88 \cdot 0,2422 = 3,60 \text{ kg} \quad w_V = 29,76 \cdot 0,2422 = 7,21 \text{ kg.}$$

Der Dampf aus der Säule ist die Summe von Rücklauf und Erzeugnis

$$a_s = 14,88 + 10 = 24,88 \text{ kg}$$

$$a_s = 29,76 + 10 = 39,76 \text{ kg}$$

$$w_s = 3,60 + 1,67 = 5,27 \text{ kg}$$

$$w_s = 7,21 + 1,67 = 8,88 \text{ kg.}$$

Das Verhältnis dieses Dampfes ist:

$$\frac{w_s}{a_s} = f_s = \frac{5,27}{24,88} = 0,2118 \text{ (d. i. = } 82,55\% \text{)} \quad f_s = \frac{8,88}{39,76} = 0,2228 \text{ (d. i. = } 81,8\% \text{)}$$

Der Dampf f_s entsteht aus der Flüssigkeit des obersten Bodens der Säule, deren Verhältnis nach Tabelle 2 ist:

$$f_s = 0,3793 \text{ (} 72,5\% \text{)}$$

$$\text{bzw. } f_s = 0,423 \text{ (} 70,25\% \text{)}$$

Der Rücklauf vom obersten Boden gleicht dieser Flüssigkeit. Sein Gewicht folgt aus der Gleichung:

$$C_R = a_R (\alpha + f_R \beta)$$

$$a_R (205 + 0,3793 \cdot 544) = 5000 \text{ WE}$$

$$a_R (205 + 0,423 \cdot 544) = 10000 \text{ WE}$$

$$a_R = \frac{5000}{411} = 12,165 \text{ kg}$$

$$a_R = \frac{10000}{435} = 22,98 \text{ kg}$$

$$w_R = a_R f_R = 12,165 \cdot 0,379 = 4,59 \text{ kg,}$$

$$w_R = 22,98 \cdot 0,423 = 9,70 \text{ kg.}$$

Der Dampf aus dem zweiten Boden von oben ist die Summe von Rücklauf und Erzeugnis:

$$a_d = 12,165 + 10 = 22,165 \text{ kg}$$

$$a_d = 22,98 + 10 = 32,98 \text{ kg}$$

$$w_d = 4,59 + 1,67 = 6,26 \text{ kg}$$

$$w_d = 9,70 + 1,67 = 11,37 \text{ kg.}$$

Das Verhältnis dieses Dampfes ist:

$$\frac{w_d}{a_d} = f_d = \frac{6,26}{22,16} = 0,2825 \text{ (} 78,0\% \text{)}$$

$$\frac{w_d}{a_d} = f_d = \frac{11,37}{32,98} = 0,345 \text{ (} 74,25\% \text{)}$$

Der Dampf f_d entsteht aus der Flüssigkeit des zweiten Bodens von oben, deren Verhältnis nach Tabelle 2 ist:

$$f_D = 0,7857 \text{ (} 56\% \text{)}$$

$$f_D = 1,429 \text{ (} 41\% \text{)}$$

Der Rücklauf vom zweiten Boden von oben gleicht dieser Flüssigkeit. Sein Gewicht folgt aus der Gleichung:

$$C_R = a_R (\alpha + f_R \beta)$$

$$a_R (205 + 0,7857 \cdot 544) = 5000 \text{ WE}$$

$$a_R (205 + 1,429 \cdot 544) = 18000 \text{ WE}$$

$$a_R = \frac{5000}{632} = 7,91 \text{ kg}$$

$$a_R = \frac{10000}{980} = 10,20 \text{ kg}$$

$$w_R = a_R f_R = 7,91 \cdot 0,7857 = 6,210$$

$$w_R = 10,20 \cdot 1,429 = 14,566 \text{ WE.}$$

Der Dampf aus dem dritten Boden von oben ist wieder die Summe von Rücklauf und Erzeugnis usw.

In gleicher Weise fortfahrend gelangt man auf den 10. bzw. 6. Boden, deren Flüssigkeiten 11,30 bzw. 7,68% Alkohol enthalten, und die dann die letzten untersten Böden dieser Säulen sind, weil mit der Rücklaufwärme von 5000 bzw. 10 000 WE ein niedrigerer Alkoholgehalt nicht erreicht werden kann.

Die Tabellen 12÷14 haben dazu gedient, die Tafel 20 herzustellen. Auf ihrer Abzisse ist für jeden Boden der Säule eine Ordinate errichtet, von denen die mit 1 bezeichnete den obersten und die mit 2÷50 bezeichneten die nach unten folgenden bedeuten. Auf jeder Ordinate ist dann der Alkoholgehalt des Dampfes vermerkt, der sich aus dem angegebenen Boden erhebt, wenn zur Herstellung von 10 kg Alkohol als Sprit mit 90% bis 96,5% ein verschiedener Wärmearaufwand für den Rücklauf aufgewendet wird. Durch diese Darstellung wird es recht deutlich, daß schon wenige Böden genügen, um Spiritus von 90% zu erzeugen, daß aber ihre Zahl sehr vermehrt und die Rücklaufwärme sehr vergrößert werden muß, um solchen von 94,6% G. zu gewinnen.

D. Der Verdichter (Kondensator).

Aus den im sechsten Abschnitt angeführten Gründen war erkannt worden, daß die Zusammensetzung der im Verdichter niedergeschlagenen Flüssigkeit zwischen der des ersten und der des letzten Tropfens liegen muß, daß sie aber nicht das arithmetische Mittel beider sein kann. Die angenähert richtige mittlere Zusammensetzung des Rücklaufs kann nur mühevoll durch Berechnung seiner Zusammensetzung an vielen nahe aneinanderliegenden Stufen einigermaßen gefunden werden, weil bis jetzt sowohl die physikalischen Vorgänge selbst noch nicht genau genug bekannt sind, als auch, weil mancherlei äußere, in ihrer Wirkung nicht abschätzbare Ursachen die Regelmäßigkeit des Vorganges stören. Bei der Herstellung von sehr hochgrädigem Spiritus ist die Zusammensetzung des Rücklaufs aus dem Verdichter, da sie ja der des Spiritus ganz nahe kommen muß, allerdings kaum zweifelhaft. Für solche Apparate sind die ganz geringen, gegen unsere Annahmen möglichen Abweichungen praktisch bedeutungslos. Nur bei den, meistens ununterbrochen arbeitenden Apparaten für schwachgrädigen Spiritus von etwa 88÷92% M bewirkt die im Verdichter selbst stattfindende Verstärkung eine bemerkliche Erhöhung des Alkoholgehaltes im Spiritus, und hier wäre die Möglichkeit genauer Vorherbestimmung der Rücklaufzusammensetzungen erwünscht. Aber wenn nun hier mangels genauerer Unterlagen das arithmetische Mittel zwischen der des ersten und letzten Tropfens gewählt wird, so kann auch dies von der Wahrheit wohl nicht zu weit abweichen.

Es sind in der Tabelle 15 zwei Säulen berechnet mit $C_R = 5000$ und $C_R = 7000$ WE für 10 kg Alkohol im Spiritus von 85,76% G.

Aus dem Vergleich mit den entsprechenden Spalten der Tabelle 12 (a—d) für $C_R = 5000$ und 7000 wird erkannt, daß die Verstärkung des Spiritus im Verdichter in diesem Fall etwa 4 bzw. 3 Säulenböden ersetzt.

Mit Hilfe der Gleichung

$$C_V = \frac{a_e(f_s - f_e)(\alpha + f_{R \text{ mittel}} \beta)}{f_{R \text{ mittel}} - f_s}$$

und der Tabelle 2 sind durch Einsetzen verschiedener Werte für f_s und durch das arithmetische Mittel des zugehörigen f_R mit dem Verhältnis des Rücklaufs von f_e ($f_e = 0,2422$) von $f_{R \text{ mittel}}$ die zugehörigen Größen für C_R gefunden, wie es die nachfolgende kleine Tabelle zeigt.

Säulendampf o/o	f_s	f_R	f_{Rm}	C_R WE
55	0.816	7.500	3 871	490
54	0,852	7.928	4,085	512
53	0,887	8,345	4 294	534
52	0,923	8.804	4 523	558
51	0,961	9 204	4,723	583
50	1,000	9,700	4,971	610
49	1,032	10.111	5,177	629
48	1,083	10,695	5,459	663
47	1,128	11,195	5,719	693
46	1,174	11,658	5,920	739
45	1,222	12,333	6,238	780

So ist gefunden worden, daß für $C_V = 5000$ WE der Wert von $f_{R \text{ mittel}} = 3,969$ ist (siehe $80,5\%$ $f_R = 0,2422$ und $11,5\%$ $f_R = 7,6957$) und daß für $C_V = 7000$ WE der Wert von $f_{R \text{ mittel}} = 5,793$ ist (siehe $80,5\%$ $f_R = 0,2422$ und $8,1\%$ $f_R = 11,345$). Dabei ist dann auch der Wert von f_s bekannt geworden und die Berechnung der Verstärkungssäule konnte wie üblich geschehen. Dabei behalten wir aber im Gedächtnis, daß die Wahl des arithmetischen Mittels für f_R nur eine Ungenauigkeit ist, die vorläufig noch nicht verbessert werden kann.

E. Zahlenbeispiele für die verzögernde Wirkung mehrerer kleiner Verdichter, die statt eines einzelnen über der Säule, zwischen den Böden angeordnet werden.

(Tabelle 16.)

Daß und weshalb es vorteilhafter ist, nur einen Verdichter über der Rektifikationssäule aufzustellen als mehrere zwischen die Böden zu schalten, deren Kühlwirkung zusammen gleich der des einzelnen ist, geht aus den früheren Betrachtungen hervor. Die Tabelle 16 soll diese Tatsache an einem Beispiel verdeutlichen. Sie zeigt

Gewicht und Alkoholgehalt der Dämpfe und Flüssigkeiten auf allen Böden zweier Säulen, deren erste nur einen Verdichter oben für die Entziehung von 10000 WE trägt, während die andere 6 Verdichter führt, nämlich über dem 9., 13., 15., 17. und 19. Boden je einen, von denen jeder 1000 WE und oben den sechsten, der 5000 WE aufnimmt. Beide Säulen leisten 10 kg Alkohol als Sprit von 92,57% Gew. (95% M) und beide haben einen untersten Rücklauf von 5,25%. Obgleich auch der zweite Apparat seine Hauptkühlung ganz oben erleidet, so ist doch die verzögernde Wirkung der Zwischenkühlung offenbar. Die Ausrechnung der notierten Zahlen ist ebenso erfolgt wie im Abschnitt 7 und 22 C gezeigt worden.

Daß der durch Ausstrahlung der heißen Säule an die Umgebung entstehende Wärmeverlust eine ähnlich schädliche Wirkung wie kleine Verdichter ausübt, ist hieraus begreiflich und leicht durch Rechnung nachzuweisen.

Rektifikationssäulen sollen stets nur einen Verdichter oben tragen und gegen Wärmeverluste durch Umkleidung geschützt sein.

F. Zahlenbeispiel dafür, daß bei der Rektifikation ohne Aufkochungen d. h. durch bloße Verflüssigung im Verdichter die aufeinanderfolgenden Niederschlagsmengen so klein wie möglich sein müssen.

Die kleine Tabelle 17 zeigt, daß, wenn aus 100 kg Alkoholwasserdampf von 50% G. durch sechsmal hintereinander folgende Entziehung von Wärme, nacheinander Dampf von 55, 60, 65, 70, 75, 80% erzeugt wird, schließlich als Restdampf 34,46 kg von 80% Gew. übrig bleiben; daß aber, wenn die Wärmeentziehung in so großen Absätzen erfolgt, daß nur zwei Zwischendampfreste von 70 und 80% entstehen, als Rest nur 17,73 kg von 80% Gew. übrig bleiben. Dieses Beispiel lehrt, daß, wenn teilweise Verdichtung bei sofortiger Trennung des Niederschlags vom Rest ohne Aufkochungen zur Verstärkung von Alkoholwasserdämpfen angewendet werden soll, die Verdichtung ganz allmählich in kleinen Mengen bewirkt werden muß. Geschieht dies, so ist das Resultat fast genau demjenigen gleich, das erscheint, wenn der in Verdichtung befindliche Dampf dauernd über das Niedergeschlagene hinwegströmt.

G. Ununterbrochene Alkoholdestillierapparate.

1. Die Abtriebssäule.

(Tabelle 18.)

Die Abtriebs- (Entgeistungs-, Maische oder Lutter-) Säulen haben den Zweck, den größten Teil des Wassers und etwaige feste Bestandteile unten aus der Mischung derart abzuschneiden, daß der Ab-

lauf nur ganz geringe Spuren von Alkohol fortführt und zugleich den Alkoholgehalt auf ihrem Einlaufsboden M so hochgradig zu erhalten, wie es die Umstände erlauben. Die dazu erforderliche Wärme wird der Maischesäule meistens durch direkt eingeblasenen Dampf, bisweilen durch Oberflächenheizkörper zugeführt, die den Dampf aus dem Ablaufwasser entwickeln und deshalb sein Gewicht nicht noch um ihr eigenes vermehren. Der Wärmeverbrauch der Abtriebssäulen wächst dabei für 100 Kilo Maische mit ihrem wirklichen Alkoholgehalt (oder in Luttersäulen mit dem des Lutters) nimmt auch zu mit ihrer abnehmenden Grädigkeit. Es ergibt sich die Frage: Wieviel Wärmeeinheiten C_a müssen einer Entgeistungssäule zugeführt werden, damit sie unten fast reines Wasser (etwa mit für unsere Erörterungen bedeutungslosen, festen oder flüssigen Körpern gemischt) oben aber Alkohol von bestimmter Hochgrädigkeit (die vom Gehalt und der ursprünglichen Temperatur der Maische bestimmt wird) liefere.

Die Antwort auf die Frage gibt die früher gefundene Gleichung:

$$C_a = \frac{(w - w_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (190)$$

in der $(w - w_e)$ das Gewicht des abzuschheidenden Wassers, f_M und f_m die Verhältnisse der auf dem Boden M siedenden Mischung und ihres Dampfes bedeuten. Sind diese Größen gegeben, so ist der Wärmeverbrauch der Maischesäule bestimmt. Die Gleichung hat dazu gedient, die Tabelle 18 auszurechnen, die nun angibt, wieviel Wärmeeinheiten erforderlich sind, um 100 kg Wasser aus Mischungen abzuschneiden, die $85 \div 0,5\%$ Alkohol enthalten, wobei es sich wieder zeigt, daß dieser Wärmeverbrauch sehr viel größer bei alkoholreichen als bei alkoholarmen Mischungen ist, was ja schon im früheren begründet wurde.

Auch in der Spalte 7 der Tabelle 2 sind die zur Abscheidung von 1 kg Wasser aus Mischungen auf dem Boden M, wie sie die Spalten 2 und 4 ergeben, erforderlichen Wärmeeinheiten verzeichnet. Die Multiplikation der Spalte 7 mit $(w - w_e)$ ergibt den Wärmebedarf für die Abscheidung dieses Wassergewichts aus 100 kg Maische.

Beispiel: Die siedende Dampfliquidität auf dem Boden M habe:

30%	10,1%	50% Gew.
-----	-------	----------

dann ist ihr Verhältnis:

$f_M = 2,33$	9,0	1,0 Gew.
--------------	-----	----------

folglich hat der aus dem Boden M entwickelte Dampf:

26,3	51,6	76,8% Gew.
------	------	------------

und dessen Verhältnis ist:

$f_M = 2,802$	0,938	0,3038 Gew.,
---------------	-------	--------------

demnach sind für die Abscheidungen von 1 kg Wasser aus diesen Mischungen erforderlich:

$$C_a = \frac{1(205 + 2,802 \cdot 544)}{32,33 - 2,802} \quad \frac{1(205 + 0,938 \cdot 544)}{9 - 0,938} \quad \frac{1(205 + 0,3038 \cdot 544)}{1 - 0,3038}$$

$$C_a = \quad 58,5 \quad 87,6 \quad 531 \text{ WE.}$$

Ebenso wie es für die Rektifikationssäule geschah, muß auch für die Entgeistungssäule die in jedem Fall erforderliche Zahl von Böden bestimmt werden, und ebensowenig wie dort kann dies hier durch Ausrechnung einer einzelnen Formel geschehen. Auch hier muß die Veränderung der Flüssigkeiten und Dämpfe hinsichtlich ihres Gehaltes und Gewichtes von Boden zu Boden unter Anwendung bestimmter Wärmemengen verfolgt werden. Für solche Rechnungen gewährt die Tabelle 18 insofern Unterstützung, als sie in ihrer Spalte 2 angibt, bis zu welchem höchsten Alkoholgehalt der Dampf aus dem obersten Boden der Maischesäule durch Aufwendung der in Spalte 3 für 100 kg Ablaufwasser angegebenen Wärmemenge gelangen kann.

Zu ihrer Berechnung hat die eben genannte Gleichung 190 gegliedert: Das Ablaufwassergewicht $w - w_0$ ist dabei = 100 kg angenommen und für f_M und f_m die Verhältnisse der verschiedenen Alkoholmischungen auf dem Boden M eingeführt. Der Alkoholgehalt des Ablaufwassers wurde = 0,01% gesetzt.

Die Tafel 21 enthält die Linie des Wärmeverbrauchs der Äthylalkohol-Abtriebssäulen. Auf der Abszisse sind die Alkoholgehalte der Dämpfe aus dem Boden M abgesteckt. Die Schnittpunkte der Ordinaten mit der Linie zeigen auf der rechten Seite der Tafel den für 100 kg Ablaufwasser erforderlichen Wärmeaufwand zur Erreichung des Alkoholgehaltes auf dem Boden M, der die Abszisse angibt.

Die Tabelle 19 und Abb. 21 stellen die Ergebnisse der Berechnung einer Anzahl von Abtriebs- (Maische-, Lutter-) Säulen dar, indem sie den Alkoholgehalt i. H. von Dampf und Flüssigkeit auf jedem ihrer Böden bei einem Verbrauch von 5500 bis 450000 WE für 100 kg Ablaufwasser zeigen, wobei, wie angenommen wurde, dieses (die Schlempe) noch 0,01% Alkohol enthalten darf.

Tabelle und Abbildung lassen erkennen, wie bei steigendem Wärmeaufwand die Anzahl der erforderlichen Böden zur Erzielung eines bestimmten Alkoholgehaltes auf den obersten Böden abnimmt, und wie von ihm auch der erreichbare Grad der Hochgradigkeit bestimmt wird. Die Berechnung dieser Entgeistungssäulen kann ausgeführt werden, indem damit oben oder unten begonnen wird, allein vorteilhaft scheint nur, den Ausgangspunkt unten zu wählen, weil dann der zuzulassende Alkoholgehalt des Ablaufwassers, der ja immer ein Verlust ist, frei gewählt werden kann, während der oben erreich-

bare höchste Alkoholgehalt des Dampfes schon beim Beginn der Rechnung aus der Tabelle 18 bekannt war.

Beispiel: In zwei Abtriebssäulen soll der Wärmearaufwand für $w - w_e = 100$ kg Ablaufwasser betragen:

$$\begin{array}{ll} C_a = 10\,000 \text{ WE} & 200\,000 \text{ WE} \\ \text{Der Abfluß hatte: } 0,01\% \checkmark & 0,01\% \text{ Alkohol} \\ \text{Der Dampf daraus: } 0,1\% \checkmark & 0,1\% \text{ „} \\ \text{Dessen Verhältnis: } f_a = 1000 \checkmark & f_a = 1000. \end{array}$$

Das Gewicht der Einzelteile in diesem Dampf:

$$\begin{array}{ll} C_a = a_a (205 + 1000 \cdot 544) = 10\,000 \text{ WE} & = 200\,000 \text{ WE} \\ \text{Alkohol: } a_a = 0,0184 \text{ kg} & a_a = 0,3676 \text{ kg} \\ \text{Wasser: } w_a = 0,0184 \cdot 1000 = 18,4 \text{ kg} & w_a = 0,3676 \cdot 1000 = 367,4. \end{array}$$

Der Rücklauf vom ersten Boden von unten ist die Summe dieses Dampfes plus 100 kg Ablaufwasser ($w - w_e$):

$$\begin{array}{ll} a_R = 0,0184 \text{ kg} & a_R = 0,3676 \text{ kg} \\ w_R = 118,4 \text{ „} & w_R = 467,6 \text{ „} \end{array}$$

Sein Verhältnis:

$$f_R = \frac{w_R}{a_R} = \frac{118,4}{0,0184} = 6440 \quad f_R = \frac{467,6}{0,3676} = 1272.$$

Der Rücklauf vom untersten Boden hat demnach:

$$0,0156\% \quad 0,079\%$$

Der Dampf aus dem untersten Boden hat folglich:

$$0,171\% \quad 0,869\%$$

Sein Verhältnis ist:

$$f_d = 875 \quad f_d = 115.$$

Das Gewicht der Einzelteile in diesem Dampf:

$$\begin{array}{ll} C_a = a_d (205 + 875 \cdot 544) = 10\,000 & a_d (205 + 115 \cdot 544) = 200\,000 \text{ WE} \\ \text{Alkohol: } a_d = 0,0210 \text{ kg} & a_d = 3200 \text{ kg} \\ \text{Wasser: } w_d = a_d \cdot f_d = 0,0210 \cdot 875 = 1837 \text{ kg} & w_d = 3200 \cdot 115 = 368 \text{ kg}. \end{array}$$

Der Rücklauf vom 2. Boden von unten ist die Summe dieses Dampfes plus 100 kg Ablaufwasser ($w - w_e$):

$$\begin{array}{ll} a_R = 0,0210 \text{ kg} & a_R = 3200 \text{ kg} \\ w_R = 118,37 \text{ „} & w_R = 368 \text{ „} \end{array}$$

Sein Verhältnis:

$$f_R = \frac{w_R}{a_R} = \frac{118,37}{0,0210} = 5669 \quad f_R = \frac{368}{3,200} = 115,0$$

(d. i. = 0,019%) (d. i. = 0,88%).

Der Dampf aus dem 2. Boden von unten hat folglich:

$$0,20\% \quad 9\% \text{ usw.}$$

Nach diesen für alle Fälle geltenden Zusammenstellungen kann nun zur Bestimmung des Wärmeverbrauchs und der Bodenzahl von Apparaten für ununterbrochene Trennung bestimmter Alkoholwasser-mischungen übergegangen werden.

2. Die Verstärkungs- (Spiritus-) Säule steht über der Abtriebs- (Maische-) Säule.

Die Zusammensetzung der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem Boden M hängt, wie gezeigt wurde, im günstigsten Fall nur vom Alkoholgehalt der Maische und der Wärmemenge C_h ab, die ihr auf diesem Boden zu ihrer Erwärmung von t_v bis auf ihre Siedetemperatur t_m zugeführt werden muß. Für diesen Zusammenhang war folgende Gleichung gefunden:

$$C_h = \frac{a_o (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (191)$$

Um einen Überblick darüber zu gewinnen, welche Erhöhung des Alkoholgehalts auf dem Boden M eintritt, wenn alkoholhaltige Flüssigkeiten mit 0,5 bis 80% G. auf diesem Boden durch die von unten eintretenden Dämpfe mehr oder weniger anwärmt und bis zum Sieden gebracht werden, ist mit Hilfe der Gleichung 191 die Tabelle 20 berechnet und nach dieser die Tafel 22 gezeichnet worden. Beide zeigen, daß der Alkoholgehalt ursprünglich schwacher Lösungen durch die Nachwärmung in höherem Grade verstärkt wird als der Gehalt ursprünglich schon reicherer.

Die der Maische zum Sieden fehlende, ihr also zuzuführende Wärme C_h wird gefunden aus dem Unterschied zwischen ihrer Siedetemperatur t_m auf dem Boden M und der Temperatur t_v bis zu der sie in Vorwärmer gebracht war. Die Vorwärmtemperatur t_v kann durch die Wahl der Heizflächengröße der Vorwärmerschlange nach Ermessen bestimmt werden, doch wird sie immer einige Grade unterhalb derjenigen des zur Vorwärmung dienenden Dampfes (d. i. des aus der Verstärkungskolonnen kommenden, etwa $78 \div 85^\circ \text{C}$), liegen müssen¹⁾.

Demnach ist für die Erwärmung auf dem Boden M erforderlich:

$$C_h = (a + w) \sigma (t_m - t_v) \quad (192)$$

¹⁾ Die Größe der im Vorwärmer anzuordnenden Heizfläche kann auf folgende Weise gefunden werden:

Das Maischegewicht $a + w$, mit der spezifischen Wärme σ , ist von seiner ursprünglichen Temperatur t auf die höhere t_v zu erhitzen, wozu

$$C_v = (a + w) \sigma (t_v - t) WE$$

erforderlich sind. Aus der Temperatur des heizenden Dampfes t_s und der mittleren Temperatur der Maische, die etwas ungenau als $\frac{t + t_v}{2}$ angenommen werden darf, ergibt sich der mittlere Temperaturunterschied $\vartheta_m = t_s - \frac{t_v - t}{2}$ und die erforderliche Vorwärmfläche $F_v = \frac{C_v}{\vartheta_m \cdot k}$, worin k die Wärmeübergangszahl bedeutet (E. Hausbrand, Verdampfen, Kondensieren und Kühlen 1920).

Bis zu welcher Temperatur t_v soll nun wohl die Maische im Vorwärmer vorgewärmt werden, damit der Apparat wirtschaftlich am vorteilhaftesten arbeite? Offenbar kann die dem Dampf im Verdichter zur Rücklaufbildung zu entziehende Wärme C_v für die Vorwärmung der Maische benutzt werden, und sehr zweckmäßig wäre es, die beiden Wärmemengen C_v und C_v einander gleich zu wählen, wenn es angehe. Aber da die Maische nur eine gewisse begrenzte Wärme C_v aufnehmen kann, die wesentlich von ihrer Anfangstemperatur t abhängt, andererseits die Rücklaufwärme C_v vom Alkoholgehalt der Maische und dem des Erzeugnisses (Spiritus) bedingt wird, so müssen C_v und C_v nicht naturgesetzlich einander gleich sein und sind es folglich auch selten. Es kann sein und ist meistens erforderlich, C_v größer als das mögliche C_v zu wählen, und dann muß zusätzliche Wasserkühlung erfolgen. In der Tat verhält es sich so, daß bei Maischen bis etwa 9% Alkoholgehalt das eigene Erwärmungsbedürfnis C_v für die Erzeugung der Rücklaufwärme C_v allein ausreicht, wenn der Spiritus etwa 90 ÷ 92% M. haben soll, daß dies aber nur noch bei Maischen bis etwa 3% Alkoholgehalt der Fall ist, wenn der Apparat Sprit 94,6% G. liefern muß. Es kann also nicht immer $C_v = C_v$ sein, aber in den möglichen Fällen können die Apparate zweckmäßig dafür eingerichtet werden. Bisweilen genügt das Wärmebedürfnis der Maische auch noch für die Kühlung des Erzeugnisses.

Nun bedeutet $C_v + C_h$ die ganze der Maische von ihrer ursprünglichen Temperatur t bis auf ihre Siedetemperatur t_m auf den Boden M zuzuwendende und ziemlich genau bekannte Wärme, denn sie ist:

$$C_v + C_h = (a + w) \sigma (t_m - t) \quad (193)$$

und da die Verdampfungswärme des Erzeugnisses C_e immer ohne weiteres gefunden werden kann:

$$C_e = a_e (\alpha + f_e \beta) = a_e (205 + f_e 544) \quad (194)$$

so wird erkannt, daß der wirtschaftlich günstigste, allerdings nur unter gewissen Umständen mögliche Wärmeverbrauch für die Destillation ausgedrückt wird durch die Formel:

$$C_a = C_v + C_h + C_e = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_m - f_m} \quad (195)$$

die ja als Gleichung (99) bekannt ist, und in der nur C_v durch den Wert C_v ersetzt worden ist.

Sie kann dazu dienen, die Zusammensetzung von Dampf und Flüssigkeit auf dem Boden M für den wirtschaftlich günstigsten Fall zu bestimmen. Es kann naturgemäß bei der Destillation nicht weniger Wärme erforderlich sein als die Summe der zu Erwärmung der Flüssigkeit von ihrer Anfangs- bis zu ihrer Siedetemperatur

$(t_m - t)$ und dazu der zur Verdampfung des Erzeugnisses nötigen, das ist $C_v + C_h + C_e$. Da der heizende Dampf im Vorwärmer stets eine niedrigere Temperatur haben muß als die auf dem Boden M siedende Mischung, so muß auf diesem auch stets eine gewisse Wärme C_h für die Nachwärmung aufgewendet werden, und folglich muß die Flüssigkeit auf M stets etwas alkoholreicher als die Maische sein. (Tabelle 20, Tafel 22.)

Sie ist um so alkoholreicher je größer C_h ist und die Tabelle 2 Spalte 7 (und ebenso die entsprechenden Tabellen für die anderen hier behandelten Mischungen) lehren, daß der Faktor $\frac{\alpha + f_m \beta}{f_M - f_m}$ gleichfalls dabei in gleichem Sinne wächst. Hieraus folgt der Schluß, daß der Wärmeverbrauch der Destillation abnimmt mit abnehmendem Wert von C_h , d. h. wenn die Vorwärmung (t_v) so hoch wie möglich bewirkt wird. Dies ist die Antwort auf die oben gestellte Frage.

Ist die Vorwärmtemperatur t_v einmal gewählt (so hoch wie erreichbar), so folgt aus Gleichung (192) C_h (so gering wie möglich) und die Gleichungen (99 und 191) ergeben die Werte von f_M und f_m . Die Formel 195 fördert $C_v + C_h + C_e$ heraus und da C_e und C_h bekannt sind, wird $C_v = C_v$ gefunden.

In den oben angedeuteten Fällen, in denen der gesamte Wärmeverbrauch gleich der Erwärmung der Mischung plus der Verdampfung des Erzeugnisses ist, kann bei der Benutzung der Gleichung 195 auch von dem dann bekannten Wert von $C_a = C_v + C_h + C_e$ ausgegangen werden. Diese ergibt (durch einiges Probieren mit Hilfe der Tabelle 2) die Werte von f_M und f_m , welche in die Gleichung 191 eingesetzt C_h und hieraus die Vorwärmtemperatur t_v bestimmen. Durch Abziehen ($C_v + C_h + C_e - C_e - C_h$) wird dann C_v gefunden.

Ein Beispiel wird das eben Gesagte verdeutlichen.

Beispiel: Aus 100 kg Maische mit 10% Alkohol ($a = 10$, $w = 90$ kg) und $t = 20^\circ$ C Temperatur soll Spiritus von 85,76% G. (90% M.) $f_e = 0,166$ gewonnen werden. Im Verdichter findet Vorwärmung bis $t_v = 70^\circ$ statt. Die spezifische Wärme sei $\sigma = 1,01$.

$$\text{Es ist:} \quad C_v = 100 \cdot 1,01 (70 - 20) = 5050 \text{ WE.}$$

Auf dem Boden M siedet die Maische bei 90° , und deshalb sind ihr dort noch zuzuführen:

$$C_h = 100 \cdot 1,01 (90 - 70) = 2020 \text{ WE.}$$

Aus der Gleichung 191 folgt nach einigem Probieren mit Hilfe der Tabelle 2:

$$\text{für } f_M = 0,700 \quad \text{und} \quad f_m = 0,780$$

$$C_h = \frac{(109 - 7,00) (205 + 0,780 \cdot 544)}{7,00 - 0,780} = 2056 \text{ WE } (\sim 2020),$$

d. h. auf dem Boden M hat die Flüssigkeit 12,4%, ihr Dampf 56,15% G.

Die Verdampfungswärme des gewonnenen Spiritus ist:

$$C_e = 10 \cdot 205 + 0,166 \cdot 544 = 2953 \text{ WE.}$$

Der wirksame Wärmearaufwand ist daher:

$$C_a = C_v + C_h + C_e = 5050 + 2020 + 2953 = 10\,023 \text{ WE.}$$

Der gesamte Wärmearaufwand C_g erfordert noch die Berücksichtigung der Hälfte der Nachwärmung des Rücklaufs von t_v auf t_a (C_o und C_u) und des Strahlungsverlustes (C_{st}).

[Nach der Gleichung (73), in die die eben gefundenen Werte von f_m und f_M eingesetzt werden:

$$C_R = \frac{a_e (f_m - f_e) (\alpha + f_M \beta)}{f_M - f_m} = 3961 \text{ WE}$$

ist, wie sich zeigt, die theoretisch geringste Rücklaufwärme $C_v = 3961$, also kleiner als die vorhandene $C_v = 5050$, was nur zur Verkürzung der Säule beiträgt.]

[Um die für die Spiritus-(Verstärkungs-)Säule erforderliche geringste Rücklaufwärme C_R zu finden, kann man noch ein anderes Verfahren anwenden, indem man sich der Gleichung 68 bedient. Es ist:

$$C_a = C_R + C_h + C_e = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}$$

Wird nämlich für die Lösung dieser Gleichung der durch die vorhergegangene Berechnung bekannte Alkoholgehalt der Stoffe auf dem Boden M verwendet, so ergibt sich:

$$C_a = C_R + C_h + C_e = \frac{10(9 - 0,166)(205 + 0,780 \cdot 544)}{7,00 - 0,780} = 8937 \text{ WE}$$

und da

$$C_h + C_e = 2020 + 2953 = 4973 \text{ WE}$$

ist, so bleibt für C_R die theoretisch kleinste Rücklaufwärme: 3976 WE übrig, wie eben auch auf anderem Wege gefunden wurde.]

Für die Nachwärmung des Verdichterrücklaufs von seiner Temperatur t_v bis auf die des Bodens M: t_m ist: $C_o = \frac{C_v}{c_v} \cdot \sigma_v (t_m - t_v)$,

worin σ_v die spezifische und c_v die Verdampfungswärme der Rücklauf Flüssigkeit bedeutet. Da diese nun ihre Zusammensetzung von Boden zu Boden verändert, dürfen σ_v und c_v wohl, wenn auch etwas ungenau, als die arithmetischen Mittel der oben und unten geltenden Werte angenommen werden, um so mehr, als der ganze Wärmebetrag nur gering ist und genaue Rechnung äußerst umständlich sein würde.

Auch die Berechnung der Nachwärmung des Rücklaufwassers $w - w_e$ und die des auf dem Boden M niedergeschlagenen Dampfes

$a_h + w_h + a_x = w_x$ in der Abtriebssäule von der Temperatur t_m auf die des Ablaufs (der Schlempe) t_a ($= 102^\circ$) darf wohl in ähnlicher Weise erfolgen. Diese ist dann:

$$C_u = \left(\left(\frac{C_h + C_x}{C_{M \text{ mittel}}} \right) \sigma_{M \text{ mittel}} + (w - w_e) \right) (t_a - t_m)$$

Beispiel: Die Flüssigkeit auf dem obersten Säulenboden habe 85% G. (d. h. $f_v = 0,167$), auf dem Boden M habe sie 12,5% (d. i. $f_M = 7,091$), daher im Mittel $\frac{0,167 + 7,091}{2} = 3,629$ d. h. 21,5% folglich ist ihre mittlere Verdampfungswärme:

$$c_{v \text{ mittel}} = \frac{21,5 \cdot 205 + 78,5 \cdot 544}{100} = 471,1 \text{ WE.}$$

Die spezifische Wärme ist: $\sigma_v = 1,04$
 ferner $t_m - t_v = 90,2^\circ - 80^\circ = 10,2^\circ \text{ C}$,
 daher ist, weil $C_R = 5050 \text{ WE}$ war:

$$C_o = \frac{5050}{471,1} \cdot 1,04 \cdot 10,2 = 113,8 \text{ WE.}$$

Die Wärme des auf dem Boden M niedergeschlagenen Dampfes der als Flüssigkeit in der Abtriebssäule herabfließen muß, ist $C_v + C_h + C_o = 5050 + 2050 + 2953 = 10053 \text{ WE}$. Der Alkoholgehalt ist auf dem Boden M = 12,5%, beim Ablauf unten = 0%, im Mittel 6,25%, daher die Verdampfungswärme:

$$C_{M \text{ mittel}} = \frac{6,25 \cdot 205 + 93,75 \cdot 544}{100} = 512,8 \text{ WE.}$$

Die spezifische Wärme: $\sigma_{M \text{ mittel}} = 1,01$.

Ferner ist: $t_a - t_m = 102^\circ - 90,2^\circ = 11,8^\circ \text{ C}$

$w = 90 \text{ kg}$, $w_e = 1,66 \text{ kg}$, $w - w_e = 88,34 \text{ kg}$, daher sind in der Abtriebssäule zur Nachwärmung des Rücklaufs erforderlich:

$$C_u = \left(\frac{10053}{512,8} \cdot 1,01 + 88,34 \right) 11,8 = 1273,0 \text{ WE.}$$

Die Erzeugung von $10 + 1,66 = 11,06 \text{ kg}$ Spiritus von 85,76% G. erfordert also folgende Wärmemengen:

Wärme des Spiritus	$C_o =$	2953 WE
Erwärmung auf dem Boden M	$C_h =$	2020 „
Rücklaufwärme (Vorwärmung)	$C_v =$	5050 „
Nachwärmung des Rücklaufs oben	$C_o =$	113,8 WE
Nachwärmung des Rücklaufs unten	$C_u =$	1273,0 „
Strahlungsverlust	$C_{st} =$	175,0 „
Davon die Hälfte:		780,9 „
	Summa $C_a =$	10804,0 WE

oder für 100 kg Ablaufwasser aus der Maische:

$$\frac{10804}{88,54} = 12208,5 \text{ WE.}$$

Hieraus ergeben sich nach den Tabellen 12 und 19 für die Spiritussäule 4 Böden, für die Maischesäule 13 Böden.

Soll aus derselben Maische nicht Spiritus von 85,76% G., sondern solcher von 94,6% G. hergestellt werden, so ist für den Rücklauf in der Verstärkungssäule mehr Wärme aufzuwenden, nämlich die theoretisch größte Menge, die in der Tabelle 11 für die Strecke aus Dampf von 56,3% (der auf dem Boden M entsteht) bis zum Spiritusdampf von 94,6% G. angegeben, das ist für 1 kg Alkohol = 807 WE. Da beim Aufwand dieser geringen Wärmemenge aber eine Verstärkungssäule von unstatthaft vielen Böden erforderlich wäre, muß nach Tabelle 14 wenigstens auf 12000 WE für 10 kg Alkohol gerechnet werden. Dann sind 40 Böden erforderlich.

Für die Erzeugung von $10 + 0,57 = 10,57$ kg Spiritus von 94,6% G. sind dann also folgende Wärmeeinheiten wenigstens nötig:

$$C_e = 10(205 + 0,057 \cdot 544) \dots = 2360 \text{ WE}$$

$$C_h \dots \dots \dots = 2020 \text{ ,,}$$

$$C_v \dots \dots \dots = 12000 \text{ ,,}$$

Zusammen 16380 WE

Die Erwärmung des Rücklaufs oben:

$$C_o = \frac{12000}{470} \cdot 1,04 \cdot 10,3 = 274 \text{ WE.}$$

Davon die Hälfte $\dots \dots \dots = 137 \text{ WE}$

Die Erwärmung des Rücklaufs unten:

$$C_u = \left(\frac{16380}{513} \cdot 1,01 + 89,43 \right) (102 - 90) = 1460 \text{ WE}$$

Davon die Hälfte $\dots \dots \dots = 730 \text{ ,,}$

Die Ausstrahlung:

$$C_{st} = 200 \text{ WE} \sim \dots \dots \dots = 100 \text{ ,,}$$

Daher die Gesamtwärme

$$C_a \dots \dots \dots = 18807 \text{ WE}$$

oder für 1000 kg Rücklaufwasser aus der Maische:

$$C_a = \frac{18807 \cdot 100}{89,43} = 21029 \text{ WE.}$$

Hieraus ergeben sich nach Tabelle 12 und 19 für die Spiritussäule 40 Böden, für die Maischesäule 7 Böden.

Werden der Vorsicht wegen 1000 WE für 100 kg Maische mehr aufgewendet, so reichen in der Spiritussäule 37 und in der Maischesäule 6 Böden aus.

3. Die Verstärkungs- (Spiritus-) Säule steht neben der Abtriebs- (Maische-) Säule.

Wenn sich über der Maischesäule keine Verstärkungssäule befindet, so ändert dies die Zusammensetzung der Flüssigkeit auf ihrem obersten Boden M dennoch, unter sonst gleichen Umständen nicht, denn diese Zusammensetzung hängt nur von der notwendigen Erwärmung C_h ab, die offenbar in beiden Fällen die gleiche sein kann. Der die Abtriebssäule verlassende Dampf muß allen Alkohol der Maische a mit dem früheren Verhältnis f_m enthalten und der Alkoholgehalt der Flüssigkeit auf dem Boden M ergibt sich auch hier ebenso groß wie vorher aus der bekannten Gleichung 191:

$$C_h = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m}$$

Die in der Maischesäule wirkende Wärme ist wie vorher:

$$C_a = C_h + C_m = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} + a_e (\alpha + f_m \beta)$$

$$C_a = \frac{a_e (f - f_m) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (196 a)$$

Beispiel: Die Maische, ihr Erzeugnis und ihre Nachwärmung seien der des vorhergehenden Beispiels gleich, d. h. für 90% M., $C_e = 2953$, $C_h = 2025$, dann hat die Flüssigkeit auf M = 12,4%, es ist $f_m = 0,780$ und

$$C_m = 10 (205 + 0,780 \cdot 544) = 6293 \text{ WE}$$

folglich $C_h + C_m = 8318 \text{ WE}$.

Das gleiche Ergebnis muß naturgemäß auch die folgende Gleichung hervorbringen:

$$C_h + C_m = \frac{10 (9 - 0,780) (205 + 0,780 \cdot 544)}{7,00 - 0,780} = 8317 \text{ WE}.$$

Das die Maischesäule verlassende Dampfgewicht ist:

$$a = 10 \text{ kg } w = 10 \cdot 0,780 = 7,80 \text{ kg}.$$

Das Rücklaufwasser in der Maischesäule:

$$w - w_m = 90 - 7,80 = 82,20 \text{ kg}.$$

Die Nachwärmung ihres Rücklaufs:

$$C_u = \left(\frac{8317}{572,8} \cdot 1,01 + 82,20 \right) (102 - 90,2) = 1143 \text{ WE}.$$

Die Ausstrahlung: $C_{st} = 150 \text{ WE}$.

Die Maischesäule braucht daher:

$$C_a = 8317 + \frac{1143 + 150}{2} = 8963 \text{ WE},$$

oder für 100 kg Rücklaufwasser:

$$C_a = \frac{8963 \cdot 100}{89,2} = 10\,910 \text{ WE}.$$

Nach der Tabelle 19 muß diese Säule also 17 Böden haben.

Der aus dem Boden M kommende Dampf strömt nun auf den untersten Boden der nebenstehenden Verstärkungssäule, in gleicher Zusammensetzung aber mit geringerem Gewicht, wie wenn er in die darüberstehende Säule stiege. Um aus diesem Dampf in der nebenstehenden Säule das gleiche Gewicht des gleichen Erzeugnisses wie in der vorher berechneten darüberstehenden Säule zu erzielen, muß natürlich die Rücklaufwärme C_V in beiden Fällen gleich sein, d. i. $C_V = 5050$ WE und da auch das Erzeugnis die gleiche Wärme wie vorher enthalten und der Rücklauf die gleiche Nachwärmung erfordern muß, so ist:

$$C_o = 2953 \text{ und } C_o + C_R + \frac{C_o}{2} = 2953 + 5050 + \frac{114}{2} = 8060 \text{ WE.}$$

Die Verstärkungssäulen haben demnach bei beiden Aufstellungsarten die gleichen Abmessungen und ebenso ist es beim Vorwärmer oder Verdichter der Fall. Da aber nun der aus der Maischesäule kommende Dampf auf den obersten Boden der Luttersäule L nur die zur Bildung des Rücklaufs unzureichende Wärme $C_m = 6293$ WE mit sich führt, so muß die unter der Verstärkungssäule angeordnete Luttersäule diesem Dampf noch die fehlende Wärme:

$$C_z = 8060 - 6293 - 1767 \text{ WE}$$

in Form eines aus dem Boden L emporsteigenden gleichen Dampfes (d. i. hier von 56,3%) hinzufügen.

Der aus der Maischesäule kommende Dampf enthält:

$$a_o = 10 \text{ und } w_m = 10 \cdot 0,780 = 7,80 \text{ kg.}$$

Der aus diesem zu bildende Spiritus besteht aus:

$$a_o = 10 \text{ kg} \quad w_e = 10 \cdot 0,166 = 1,66 \text{ kg.}$$

Demnach muß in der Luttersäule abgeschieden werden:

$$w_m - w_e = 7,80 - 1,66 = 6,14 \text{ kg Wasser.}$$

Die Nachwärmung des Rücklaufs in der Luttersäule erfordert:

$$C_u = \left(\frac{1767}{512,8} \cdot 1,01 + 6,14 \right) (102 - 90,2) = 113,5 \text{ WE.}$$

Nach der Tabelle 18 müssen, um 100 kg Wasser aus einer Entgeistungssäule unten zu entfernen und zugleich oben Dampf von 56,3% Alkohol zu erzeugen, wenigstens 10200 WE aufgewendet werden, hier also wenigstens $\frac{6,14}{100} \cdot 10200 = 626,28$ WE.

Zur Verfügung stehen aber die oben genannten 1767 WE, die auf 100 kg Ablaufwasser bezogen

$$\frac{1767 \cdot 100}{6,14} = 28777 \text{ WE darstellen.}$$

Deshalb hat die Luttersäule nach Tabelle 19 sechs Böden. Der Gesamtwärmeaufwand des zweiteiligen kontinuierlichen Apparates, der aus 100 kg Maische mit 10% Alkohol einen Spiritus von 90% V erzeugen kann, ist demnach:

$$C_h + C_m + \frac{C_u + C_{st}}{2} = 8963 \text{ WE}$$

$$C_z = 1767 \text{ ,,}$$

$$C_u = \frac{113,5}{2} = 56,7 \text{ ,,}$$

$$C_{st} = \frac{150}{2} = 75 \text{ ,,}$$

$$\text{Zusammen } \overline{10861,7 \text{ WE.}}$$

Dies ist ein wenig mehr als für den Apparat mit übereinander stehenden Säulen errechnet wurde (10804 WE), weil wegen der etwas größeren Oberfläche des zweiteiligen Apparates die Ausstrahlung auch etwas größer sein wird.

Soll der zweiteilige Apparat nicht Spiritus von 85,76% G., sondern solchen von 94,6% liefern, so ist natürlich der Wärmeaufwand genau um ebensoviel größer, wie es bei dem einteiligen Apparat für die gleiche Forderung der Fall war.

In der Tabelle 20 und der Tafel 22 ist der Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf dem obersten Boden M der Abtriebssäulen dargestellt, wenn Mischungen von 1,0 ÷ 80% G. Alkoholgehalt mit Temperaturen von 0 ÷ 80° C unterhalb ihres Siedepunktes auf deren Boden fließen.

23. Methylalkohol und Wasser.

(Tabelle 17, Tafel 17.)

A. Physikalische Eigenschaften.

Die in den vorhergehenden Abschnitten dargelegten Betrachtungen und gefundenen Formeln können auch für die Bestimmung der Abmessungen von Apparaten zur Trennung von Methylalkohol und Wasser Anwendung finden, wenn die für diese Stoffe gültigen Festwerte in die Gleichungen eingeführt werden.

Das spezifische Gewicht des Methylalkohols ist $s = 0,7984$. Die spezifischen Gewichte seiner Mischungen mit Wasser sind etwadenen des Äthylalkohols gleich.

Die spezifische Wärme des reinen Methylalkohols ist nach M. A. v. Reis: $\sigma = 0,6587$

zwischen	5 ÷ 10°	10 ÷ 15°	15 ÷ 20°	23 ÷ 43° C
	$\sigma = 0,5901$	0,5868	0,6009	0,6450

(Es wird auch angegeben im Mittel: $\sigma = 0,62425$.)

Die spezifische Wärme der Methylalkohol-Wasser-Mischungen ist nach E. Lacher¹⁾

bei 12%	20%	31%
$\sigma = 1,073$	1,072	0,980

Die Siedetemperatur des reinen Methylalkohols ist: = 66° C.

Die Verdampfungswärme des reinen Methylalkohols vom Siedepunkt an ist ungefähr nach der Troutonschen Regel:

$$L = \frac{24,67 \cdot T}{\mu} = 261,4 \text{ WE,}$$

worin T die absolute Temperatur und μ das Molekulargewicht = 32 bedeutet.

Nach Wirtz ist die Verdampfungswärme:

von 0° = 307,01 WE	von 70° = 264,50 WE
,, 50° = 274,00 „	,, 100° = 216,00 „
,, 60° = 269,7 „	,, 200° = 151,84 „
,, 64,7° = 267,45 „	,, 230° = 84,47 „

Die Kenntnis der Zusammensetzung des Dampfes, der sich aus Methylalkohol-Wasser-Gemischen entwickelt, verdanke ich Herrn Ingenieur Hilding Bergström (Stockholm) und den Herren Professor Dr. C. Blacher und Trschetziak (Riga). Die Angaben der Genannten weichen nicht erheblich voneinander ab, wie ersichtlich wird aus den Schaulinien Tafel 17, in der die Zusammensetzung der Lösungen auf der Abszisse, diejenige der Dämpfe auf den Ordinaten nach beiden Gewährsmännern nebeneinander aufgetragen sind. In der Tabelle 23 sind die Zusammensetzungen der Flüssigkeiten und ihrer Dämpfe nach den (mit Hilfe der Schaulinie vom Verfasser interpolierten) Angaben von H. Bergström zusammengetragen und darin noch einige Werte vermerkt, die für spätere Rechnung von Vorteil sind, wie es ähnlich in der Tabelle 2 für Äthylalkohol geschah. α bedeutet auch hier das Methylalkoholgewicht, w das Wassergewicht in der Mischung.

Die Verhältnisse $\frac{w}{a} = f$ und $\frac{w_d}{a_d} = f_d$ der Flüssigkeiten und der aus ihnen entwickelten Dämpfe sind neben die Alkoholgewichte in Hundert a und a_d gesetzt. Wie in der entsprechenden Tabelle 2 finden sich auch hier ausgerechnet, weil ihre Kenntnis spätere Rechnungen sehr erleichtert, die jeder Mischung mit 1 kg Methylalkohol zugehörigen Faktoren: $\frac{(\alpha + f\beta)}{f - f_d}$ und $\frac{(\alpha + f_d\beta)}{f - f_d}$, in denen die Verdampfungswärme des reinen Methylalkohols gleichbleibend $\alpha = 255 \text{ WE}$, des Wassers $\beta = 550 \text{ WE}$ angenommen wurde. Da der Siedepunkt

¹⁾ E. Lacher, Wiener Berichte 76, 1, 1877.

der Mischung sich von $66 \div 100^\circ$ verändern kann, so hat offenbar jede Mischung eine andere, zwischen diesen Grenzen liegende Temperatur. Aber abgesehen davon, daß die Siedetemperaturen der verschiedenen Mischungen zurzeit nicht genau bekannt sind, ist auch hier aus demselben Grunde, der bei der Erörterung über Athylalkohol maßgebend war (d. i. weil durch die Einführung der genauen Verdampfungswärme, die jeder Änderung der Zusammensetzung und Temperatur folgt, die Rechnung zu verwickelt und unübersichtlich werden würde), die Vernachlässigung begangen, nur eine mittlere Verdampfungswärme jedes Mischungsteils anzunehmen, die etwa der bei 85°C geltenden entsprechen mag. Die durch diese Vereinfachung bedingte Verschiebung der Ergebnisse ist nicht sehr groß, und wenn erforderlich, durch viel umständlichere Rechnungen zu berücksichtigen.

B. Periodische Rektifizierapparate.

Der Inhalt der Blase sei im Verhältnis zur stündlichen Leistung so groß wie möglich, damit ihr Abtrieb recht lange Zeit hindurch ununterbrochen wahren könne, denn hierdurch wird das Gewicht des rein gewonnenen Erzeugnisses im Verhältnis zum Ganzen vergrößert, wie dies früher dargelegt worden ist.

Zur Bestimmung der Abmessungen der Säule und des Verdichters verhilft die Tabelle 25 und die Tafel 24, in denen die Ergebnisse der früher gefundenen Gleichung (190) zusammengestellt sind für den Fall, daß $a = 10$ ist. Diese Gleichung lautet:

$$C_a = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_B \beta)}{f_B - f_a} \quad (197)$$

und lehrt den Wärmearaufwand kennen, der erforderlich ist, um aus einer Mischung $a_A + w_A$, deren Dampf das Verhältnis f_a hat, als Erzeugnis den Dampf $a_e + w_e$ mit dem Verhältnis f_e herzustellen, während der Rücklauf vom untersten Boden in die Mischung das Verhältnis f_B hat. Je mehr sich f_B dem Verhältnis $\frac{w_A}{a_A} = f_A$ nähert, desto kleiner wird C_a , und zur Berechnung des geringst möglichen Wärmearaufwandes wird in die Gleichung (197) in der Tat $f_B = f_A$ gesetzt.

Aus der Tabelle 24, Abb. 19 wird erkannt, wieviel Wärmeeinheiten gebraucht werden, um aus Flüssigkeiten von $0,07 - 94,69\%$ G. ein Erzeugnis mit 1 kg Methylalkohol in Form eines Dampfes von 80% oder 90% oder 99% zu gewinnen. Sie zeigt, daß hierzu um so mehr Wärme gehört, je geringer der Gehalt der Ursprungsflüssigkeit an Methylalkohol ist, und daß, wenn dieser ganz unbedeutend wird, fast ebensoviel Wärme erforderlich ist, das Erzeugnis mit 80% als mit 99% zu gewinnen.

Beispiel: Die Ursprungsflüssigkeit habe

50%
So ist nach Tabelle 23: 2% Methylalkohol

$$\begin{array}{ll} f_A = 1 & 49 \\ f_a = 0,216 & 5,759 \end{array}$$

Soll der Erzeugnisdampf 99% haben und 10 kg Methylalkohol enthalten,
so ist:

$$\begin{array}{ll} a_e = 10 & 10 \\ f_e = 0,0101 & 0,0101 \end{array}$$

folglich

$$C_a = \frac{10 (0,216 - 0,0101) (255 - 1 \cdot 550)}{1 - 0,216}$$

$$C_a = 2125 \text{ WE.}$$

$$C_a = \frac{10 (5,759 - 0,0101) (255 - 49 \cdot 550)}{49 - 5,759}$$

$$C_a = 36178 \text{ WE.}$$

Des gegen das Ende der Arbeit sehr verminderten Alkoholgehalts der Blase wegen muß die Säule selbst, die Anzahl ihrer Böden und die Kühlfläche des Verdichters so bemessen werden, daß beide noch für den zu erwartenden kleinsten Alkoholgehalt des Blaseninhaltes ausreichen. Nun hängt, wie wir ja wissen, der Wärmeverbrauch und die Leistung der Säule wesentlich ab von der Anzahl ihrer eingebauten Böden, und deshalb ist in der Tabelle 25 und in der Tafel 24 eine Darstellung des Alkoholgehaltes der Dämpfe und Flüssigkeiten auf jedem Boden von Verstärkungssäulen gegeben, für die zur Erzielung von 10 kg Methylalkohol in Form eines Erzeugnisses von 99% Gehalt 10000 ÷ 250000 WE im Verdichter niedergeschlagen werden. Ihre Berechnung fand in der nachstehend gezeigten Weise statt und die Tafel 23 ist mit ihrer Hilfe gezeichnet.

Beispiel: Den Verdichter verlassen 10 kg Methylalkohol als Dampf mit 99% Methyl. Daher ist:

$$\begin{array}{l} a_e = 10 \text{ kg,} \\ w_e = 0,101 \text{ kg,} \end{array}$$

das Verhältnis:

$$f_e = 0,0101.$$

Das Verhältnis des Rücklaufs muß dann nach Tabelle 23 sein $f_v = 0,0303$ und daraus ergibt sich, wenn im Verdichter $C_v = 250000$ WE. entzogen werden, der Rücklauf $a_v + w_v$:

$$a_v = \frac{250000}{255 + 0,0303 \cdot 550} = 922,70 \text{ kg}$$

$$w_v = 922,7 \cdot 0,0303 = 27,95 \text{ ,,}$$

Vom obersten Boden der Säule muß Dampf aufsteigen, der neben dem Rücklauf noch den Erzeugnisdampf enthält. Daher besteht dieser Dampf aus dem obersten Boden aus:

$$a_s = a_v + a_e = 922,7 + 10 = 932,7 \text{ kg}$$

$$w_s = w_v + w_e = 27,95 + 0,101 = 28,05 \text{ kg}$$

Sein Verhältnis ist $\frac{w_s}{a_s} = f_s = 0,02996$ (d. i. 97,11%). Dieser Dampf muß entstanden sein aus einer Flüssigkeit auf dem obersten Boden, deren Verhältnis nach Tabelle 14 ist: $f_s = 0,0925$.

Folglich besteht der Rücklauf vom obersten Boden aus:

$$a_R = \frac{250000}{255 + 0,0925 \cdot 550} = 818 \text{ kg}$$

$$w_R = 818 \cdot 0,0925 = 75,66 \text{ kg}$$

und so fort.

Wird in dieser Weise weiter gerechnet, so ergibt sich über dem 7. Boden ein Dampf von 2,61% und eine Flüssigkeit von 0,35%. Aus Tabelle 24 ist bekannt, daß der mit der Rücklaufwärme $C_R = 250000$ WE. zu erreichende kleinste Alkoholgehalt des aus der Blase entwickelten Dampfes nicht weniger als 2,6% betragen kann.

Die Tabelle 25 zeigt, daß, wenn eine geringere Rücklaufwärme C_V zur Verwendung kommt, der erreichbar kleinste Alkoholgehalt größer ist, und daß bei einem Aufwand von nur $C_V = 10000$ WE (für 10 kg Methyl) der Erzeugungsdampf nicht weniger als 39,5% haben darf. Sie lehrt auch, daß, anders als beim Athylalkohol, hier die Wirkung der Säule sich schon mit sehr wenig Böden erschöpft, daß die Methyl-Wasser-Rektifikationssäulen deshalb nur wenige Böden erfordern; ferner daß die Menge der nötigen Rücklaufwärme C_R fast allein durch den Methylgehalt der Ursprungsflüssigkeit bestimmt wird, und daß diese für gleiche Leistung größer als beim Athylalkohol ist. Der Methylalkoholinhalt des Blaseninhalts ist hier fast allein für den zur Gewinnung des Erzeugnisses in reinem Zustande erforderlichen Wärmearaufwand maßgebend. Die Oberfläche des Verdichters muß so groß sein, daß sie, unter Berücksichtigung der niedrigen Siedetemperatur des Methyls (66°), imstande ist, dem Dampf die Wärme C_V zu entziehen, wobei es, bekannten Grundsätzen entsprechend, vorteilhafter ist, den Dampf durch den Verdichter von unten nach oben als von oben nach unten strömen zu lassen.

C. Kontinuierliche Destillierapparate (ununterbrochene Trennung).

Der Ausgangspunkt für die Berechnung der kontinuierlichen Destillierapparate ist der Eintrittsboden M der Flüssigkeit, und das zunächst Festzustellende ist der Alkoholgehalt der auf diesem Boden siedenden Flüssigkeit. Wir wissen, daß ihr Alkoholgehalt im günstigsten Fall allein abhängt von der Wärmemenge, die der von unten, aus der Entgeistungssäule steigende Dampf in ihr abgeben muß, um sie auf ihre Siedetemperatur t_m zu erwärmen. Diese Wärmemenge wird durch die Anzahl von Temperaturgraden bestimmt, die der Flüssigkeit bis zu ihrem Siedepunkt fehlen, und mit C_h bezeichnet. Sie ist nach früherem:

$$C_h = \frac{a_e (f - f_M) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (198)$$

worin bedeutet: f_M das Verhältnis der siedenden Flüssigkeit auf dem Boden M, f_m das ihres Dampfes. Gegeben ist immer die Zusammensetzung der zu verarbeitenden Flüssigkeit f und das darin enthaltene und zu gewinnende Gewicht Methylalkohol a . Auch die Temperatur t der kalten oder mehr oder weniger vorgewärmten Flüssigkeit t_v und ihre Siedetemperatur t_m auf dem Boden M sind bekannt oder können angenommen werden, woraus sich dann die zu ihrer Erwärmung auf den Siedepunkt erforderliche Wärme C_h leicht ergibt. Endlich ist auch die gegenseitige Beziehung zwischen f_M und f_m bestimmt, da dies ja, für den günstigsten Fall, die Verhältnisse der Flüssigkeit und des aus ihr entstehenden Dampfes sind. Mit diesen Angaben ausgerüstet, können durch einiges Probieren und mit Hilfe der Tabelle 23 (Tafel 17), in deren Spalte 6 schon die ausgerechneten Werte für den Faktor $\frac{\alpha + f_m \beta}{f_M - f_m}$ stehen, die richtigen Zahlen für f_M und f_m gefunden werden.

Beispiel: 100 kg einer Mischung mit 1% Methylalkohol treten auf den Boden M, nachdem sie im Verdichter bis auf $t_v = 60^\circ$ vorgewärmt sind. Da die Mischung sich hier wenig verändert, so ist ihr Siedepunkt sehr nahe 100° , folglich die ihr zuzuführende Wärme:

$$C_h = 100 (100 - 60) = 4000 \text{ WE,}$$

weil die Flüssigkeit 1% Methyl enthält, so ist nach Tabelle 23: $f = 99$

$$C_h = \frac{10 (99 - f_M) (255 - f_m \cdot 550)}{f_M - f_m} = 4000 \text{ WE.}$$

Einiges Probieren lehrt, daß die Gleichung für $f_M = 48$, $f_m = 5,70$ stimmt:

$$C_h = \frac{10 (90 - 48) (255 - 5,70 \cdot 550)}{45 - 5,7} = 4010 \text{ WE.}$$

Der wirkliche Alkoholgehalt der Flüssigkeit auf dem Boden M ist also etwa 1,99% und der des Dampfes etwa 14,90%.

Die Tabelle 26 und die Tafel 25 zeigen die Zusammensetzung von Flüssigkeit und Dampf auf dem Boden M für Ursprungslösungen mit 0,5 ÷ 15% Methylalkohol, wenn sie mit 0° ÷ 90° C unter ihrem Siedepunkt auf diesen Boden gelangen, und gereichen zu einer nützlichen Hilfe bei der Bestimmung der Hauptabmessungen solcher Apparate.

Um nun in dem Bemühen, die Abmessungen der ununterbrochen arbeitenden Apparate zu bestimmen, fortzufahren, erinnern wir uns der Gleichung 68:

$$C_e + C_R + C_h = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_M - f_m} \quad (199)$$

durch die der gesamte Wärmearaufwand des Apparates in Beziehung gesetzt wird zu den Verhältnissen von Dampf und Flüssigkeit auf

dem Boden M und in der die Bezeichnungen f , f_e , f_M , f_m dieselbe Bedeutung haben, wie in der Gleichung 198. Werden in diese die nun bekannten Werte eingesetzt, so ergibt sich die für den Rücklauf in die Verstärkungssäule erforderliche Wärme C_V , nachdem von der errechneten Summe die bekannten Werte von C_e und C_h abgezogen sind. Dabei ist aber zu beachten, daß durch diese Gleichung der Fall bestimmt wird, in dem zur Erzielung des gewünschten Erzeugnisses aus gegebenem Rohmaterial die theoretisch geringste Wärmemenge verbraucht wird. Die Frage, was geschehen muß, wenn dieser theoretisch günstigste Zustand nicht erreichbar ist, wird sogleich beantwortet werden. Zunächst sollen nur einige Beispiele für die Gleichungen 198 und 199 ausgerechnet werden.

Beispiel: Die 100 kg der rohen Methylalkohol-Wassermischungen, aus denen ein Erzeugnis von 99% Gew. ($f_e = 0,0101$) hergestellt werden soll, haben einen Alkoholgehalt von

	0,5%	1,5%	2%	7%	15%
dann ist der Wert von:					
$f = 199$		65,67	49	13,286	5,66
$f - f_e = 198,99$		65,66	48,99	13,276	5,65

Die latente Wärme des Erzeugnisses ist für je 1 kg Methylalkohol:

$$255 + 0,0101 \cdot 550 = 260,55 \text{ WE}$$

$$C_e = 133,28 \quad 390,82 \quad 521,1 \quad 1823,85 \quad 3908 \text{ WE.}$$

Gelangt die rohe Flüssigkeit siedend auf den Boden M, so fehlen ihr bis zum Sieden 0 WE, d. h. $C_h = 0$. Die Flüssigkeit auf dem Boden M bleibt dann unverändert der rohen gleich und der Dampf hat:

$$3,8\% \quad 11,1\% \quad 14,8\% \quad 36,3\% \quad 57\%.$$

Der Gesamtwärmeaufwand nach der Gleichung 199 ist dann:

$$C_e + C_R + 0 = 8110 \quad 8110 \quad 8110 \quad 9828 \quad 11597 \text{ WE.}$$

Die Rücklaufwärme: $C_e + C_R + C_h - C_e - C_h = C_R$

$$C_R = 7977 \quad 7720 \quad 7589 \quad 8004 \quad 7689 \text{ WE.}$$

Für 100 kg Ablaufwasser nach Gleichung 190:

$$C_a = 8150 \quad 8230 \quad 8272 \quad 10564 \quad 13368 \text{ WE.}$$

Fehlen der Flüssigkeit etwa 10° zum Sieden: $C_h = 1000 \text{ WE}$

Dampf aus M:	4,2	12,5	16,1	39,4	58,6%
$C_e + C_R + C_h =$	8130	8130	8420	10227	12225 WE
$C_K =$	6997	6740	6200	7404	7317 "
$C_a =$	8200	8560	8588	11003	14377 "

Fehlen der Flüssigkeit etwa 30° zum Sieden: $C_h = 3000 \text{ WE}$

Dampf aus M:	6,65	15,5	18,8	45	62%
$C_e + C_R + C_h =$	8210	8130	9222	10409	13413 WE
$C_R =$	4523	4991	5700	5585	6327 "
$C_a =$	8300	8560	9404	11189	15127 "

Fehlen der Flüssigkeit etwa 50° zum Sieden: $C_h = 5000$ WE

Dampf aus M:	9,95	19,6	24	50,8	65%
$C_e + C_R + C_h =$	8300	9329	9604	11 627	14 708 WE
$C_R =$	2970	3876	4094	4 800	5 800 „
$C_a =$	8400	9469	9796	12 498	17 287 „

Fehlen der Flüssigkeit etwa 90° zum Sieden: $C_h = 9000$ WE

Dampf aus M:	29	39	46	60,5	69,6%
$C_e + C_R + C_h =$	9 930	10 920	10 976	14 091	17 775 WE
$C_R =$	797	1 530	1 555	3 270	4 863 „
$a =$	10 000	11 100	12 216	15 141	20 940 „

Um zu prüfen, ob die hier angegebenen Werte von C_R und C_a auch mit denen aus den Einzelbestimmungen berechneten übereinstimmen, mögen die folgenden Beispiele dienen:

Beispiel: Das Erzeugnis $a_e + w_e$ soll wie oben 99% und 10 kg Methylalkohol enthalten ($f_e = 0,0101$). Der Dampf auf dem Boden M habe:

	29%	46%	69,6%
d. h.: $f_M =$	18,2	9,202	2,847
$f_m =$	2,449	1,174	0,439

Dann ist nach Gleichung (24) die Rücklaufwärme C_R :

$$C_R = 0,5 \cdot (2,449 - 0,0101) \cdot 653,9 = 797 \text{ WE}$$

$$C_R = 2,0 \cdot (1,1711 - 0,0101) \cdot 661,8 = 1555 \text{ „}$$

$$C_R = 15,0 \cdot (0,439 - 0,0101) \cdot 755,7 = 4866 \text{ „}$$

was mit eben gefundenen Werten genau stimmt.

Die für die Entgeistung in der Maischesäule aufzuwendende Wärme C_a ist, wenn der Dampf aus dem Boden M den eben genannten Alkoholgehalt haben soll:

$$C_a = C_e + C_R + C_h = \frac{(99,5 - 0,015) (255 + 2,449 \cdot 550)}{18,20 - 2,449} = 9945 \text{ WE}$$

$$C_a = C_e + C_R + C_h = \frac{(98 - 0,0202) (255 + 1,174 \cdot 550)}{9,202 - 1,174} = 10 976 \text{ „}$$

$$C_a = C_e + C_R + C_h = \frac{(85 - 0,1515) (255 + 0,439 \cdot 550)}{2,847 - 0,439} = 17 734 \text{ „}$$

Auch hier ist die Übereinstimmung mit den früher für $C_e + C_R + C_h = C_a$ gefundenen Werten offenbar.

Diese Zusammenstellung zeigt nun in der Tat, daß die Gleichungen 198 und 199 zu solchen Werten sowohl für die Rücklaufwärme C_R aus dem Verdichter als auch für die Gesamtwärme $C_e + C_R + C_h$ in der Abtriebssäule führen, die theoretisch zusammengehören, d. h., daß die Gleichungen wirklich die kleinste Wärmemenge ergeben, die ausreicht, sowohl um in der Abtriebssäule das Wasser abzuschneiden und schwachen Alkoholdampf zu bilden, als auch in der Verstärkungssäule diesen Dampf in hochgradiges Erzeugnis zu verwandeln.

Unstimmigkeiten, die sich hier und da, besonders bei den alkoholschwachen Dämpfen, bemerklich machen (bei denen es scheint, als ob die erforderliche Wärme kaum von ihrem Alkoholgehalt abhängt), rühren offenbar von Ungenauigkeiten der Tabelle 23 her, die bei der Schwierigkeit ihrer Herstellung durch Versuche gewiß kaum vermeidlich scheinen. Glücklicherweise sind diese Mängel praktisch nicht von großer Bedeutung.

Nachdem die für den Rücklauf dienliche Wärme C_R bestimmt ist, kann die Verstärkungssäule berechnet werden, genau ebenso, wie es bei der Besprechung des unterbrochen arbeitenden Rektifizierapparates gezeigt wurde. Die Rechnung muß so lange fortgesetzt werden, bis der für den Einlaufboden M gefundene Alkoholgehalt erscheint.

Eine Anzahl solcher Verstärkungssäulen ist in der Tabelle 25 zusammengestellt und ihre zeichnerische Darstellung auf der Tafel 24 bewirkt.

Die unter der Voraussetzung des geringsten theoretischen Wärmeaufwandes ausgeführten Berechnungen von Säulen haben gezeigt, daß die beabsichtigte Wirkung mit den gefundenen Abmessungen auch wirklich erreicht werden kann, allein es hat sich wohl auch gezeigt, daß bisweilen sowohl zur vollkommenen Entgeistung, als auch zur Hervorbringung eines Dampfes von erforderlichem Gehalt auf dem Boden M, endlich auch zur Gewinnung des beabsichtigten hochgradigen Erzeugnisdampfes öfter eine größere Bodenzahl errechnet wird, als erwünscht ist. Dann bietet sich für die praktische Ausführung das einfache Auskunftsmittel eines etwas größeren Wärmeaufwandes, der die Zahl der Böden verringert. Um bei der Wahl der Anzahl von Böden, die die Säulen erhalten sollen, und des dabei erforderlichen Wärmebedarfs dienlich zu sein, ist die Tabelle 27, (von unten beginnend) berechnet und mit ihrer Hilfe die Tafel 26 gezeichnet worden, aus denen hervorgeht, wie sich in Abtriebssäulen beim Aufwande von $C_a = 13000 \div 100000$ WE für je 100 kg Ablaufwasser der Alkoholgehalt des Dampfes auf jedem Boden dieser Säulen einstellt.

Beispiel: Es wird der Anfang der Berechnung einer Abtriebssäule gezeigt, bei der für 100 kg Ablaufwasser 25 000 WE aufgewendet werden, während dieses etwa 0,01% Alkohol enthält.

Der Dampf aus dem Ablaufwasser hat dann 0,06% und sein Verhältnis ist: $f_a = 1667$. Das Alkoholgewicht in diesem Dampf ergibt sich aus der Gleichung:

$$C_a = a_a (255 + 1667 \cdot 550) = 25\,000 \text{ WE}$$

$$a_a = 0,02725 \text{ kg Methylalkohol}$$

$$w_a = 1667 \cdot 0,02725 = 45,426 \text{ kg Wasser.}$$

Der vom untersten Boden herabkommende Rücklauf enthält 100 kg Wasser mehr als dieses Dampfgewicht, daher:

$$a_R = 0,02725 \text{ kg}$$

$$w_R = 145,426 \text{ „}$$

Sein Verhältnis $\frac{w_R}{a_R} = f_R = 5333$ ist auch das der Flüssigkeit auf dem untersten Boden.

Aus diesem erhebt sich ein Dampf mit dem Verhältnis: $f_d = 888$, deshalb ist sein Gewicht:

$$\begin{aligned} C_d &= a_d (255 + 888 \cdot 550) = 25\,000 \text{ WE} \\ a_d &= 0,05116 \text{ kg (d. i. } 0,08\% \text{)} \\ w &= 45,430 \text{ kg.} \end{aligned}$$

Der Rückfluß aus dem 2. Boden von unten enthält 100 kg Wasser mehr, daher ist sein Gewicht:

$$\begin{aligned} a_R &= 0,05116 \text{ kg} \\ w_R &= 145,430 \text{ ,,} \end{aligned}$$

Sein Verhältnis $\frac{w_R}{a_R} = f_R = 2840$ ist auch das der Flüssigkeit auf dem 2. Boden von unten. Aus diesem erhebt sich ein Dampf mit dem Verhältnis: $f_d = 431$, daher ist sein Gewicht:

$$\begin{aligned} C_a &= a_d (255 + 431 \cdot 550) = 25\,000 \text{ WE} \\ a_d &= 0,1054 \text{ kg} \\ w_d &= 45,248 \text{ ,,} \\ \frac{w_d}{a_d} &= f_d 1387 \text{ (d. i. } 0,26\% \text{)} \text{ usw.} \end{aligned}$$

Die Tabellen 25 und 27 und die Tafeln 24 und 26 haben dazu gedient, die Tafel 27 zu zeichnen. Diese kann dazu verwendet werden, den Alkoholgehalt auf jedem Boden solcher Säulen zu erfahren, bei denen der Wärmearaufwand zwischen denen liegt, für die die Tabellen 25 und 27 berechnet wurden. Jede Kurve in der Tafel 27 gibt den Alkoholgehalt des Dampfes auf den gleich hoch numerierten Böden an für jede Rücklaufwärme zwischen $C_R = 10000 \div 250000$ WE bezogen auf 1 kg Alkohol in der Verstärkungssäule, und für jede Gesamtwärme zwischen $C_a = 1400 \div 100000$ bezogen auf 100 kg Rücklaufwasser in der Abtriebssäule. Die Linien für die untersten Böden sind nicht gezeichnet worden, weil der dort vorkommende geringe Alkoholgehalt dies ausschließt.

Die Berechnung der gewünschten Werte für die ununterbrochenen Destillierapparate, mit denen gegebene Gewichte ($a + w$) bekannter Flüssigkeitsmischungen von gegebenen Temperaturen (t) zu einem Erzeugnis von bestimmter Zusammensetzung ($a_e + w_e$) verarbeitet werden können, geht also in folgender Reihenfolge vor sich. Feststellung des Alkoholgehaltes auf dem Boden M aus Gleichung 198 mit Hilfe der Tabelle 23 und der Tafel 25. Die Gleichung 199 liefert sodann den geringst möglichen Gesamtwärmeverbrauch $C_a = C_e + C_h + C_v$. Durch Subtraktion von C_e und C_h ergibt sich die Rücklaufwärme C_R . Endlich wird C_R auf 10 kg Alkohol und C_a auf 100 kg Ablaufwasser ($w - w_e$) umgerechnet und dann kann aus den beigegebenen Tabellen

erkannt werden, ob diese geringsten Wärmemengen ausreichen, um, unter Anwendung einer angemessenen Anzahl von Böden, sowohl in der Abtriebssäule auf den erwarteten Alkoholgehalt des Dampfes auf dem Boden M zu kommen, als auch von diesem Alkoholgehalt aus in der Verstärkungssäule die gewünschte Verstärkung des Enddampfes zu erhalten. Ist dies für die untere oder obere Säule nicht der Fall, so kann der Wärmeaufwand C_a so weit vergrößert werden, wie es die erwünschte Anzahl der Böden fordert, wobei dann der der einen Säule gewährte Wärmezuschlag natürlich auch der anderen zugute kommt.

24. Azeton und Wasser.

(Tabellen 30–33. Tafeln 17, 28.)

A. Physikalische Eigenschaften.

Das spezifische Gewicht der reinen Azetonflüssigkeit ist $s = 0,7921$.

Die spezifische Wärme der Flüssigkeit beträgt nach Weidner zwischen $26,2^\circ$ und 110° : $\sigma = 0,3468$, zwischen $27,3^\circ$ und $179,3^\circ$: $\sigma = 0,3740$.

Die spezifische Wärme des Dampfes nach Regnault: $\sigma = 0,4125$.

Die Siedetemperatur bei normalem Druck ist: $= 56,7^\circ \text{C}$.

Die Verdampfungswärme des Azetons wird $\alpha = 125,28$, des Wassers $\beta = 537$ angenommen. — Kritische Temperatur $= 232,8^\circ - 237,5 - 234,4 - 246,1^\circ$.

Die Zusammensetzung des aus Azeton-Wasser-Lösungen entwickelten Dampfes ist von Herrn Hilding Bergström¹⁾, Stockholm, experimentell gefunden und veröffentlicht.

B. Kontinuierliche Destillierapparate.

Die eben zusammengestellten Angaben sind den folgenden Rechnungen zugrunde gelegt, mit Hilfe der beigegebenen Schaulinie, Tafel 17, vom Verfasser etwas verdichtet, in der Tabelle 30 zusammengetragen und in dieser die Originalzahlen fettgedruckt. In üblicher Weise enthält diese Tabelle auch die Verhältnisse $\frac{w}{a} = f$ und $\frac{w_a}{a_a} = f_a$, sowie die ausgerechneten Werte von $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_a}$ und $\frac{a + f_a\beta}{f - f_a}$. Die Zahlen der Spalte 7 stellen, wie bekannt, den für 1 kg Ablaufwasser in der Abtriebssäule erforderlichen Wärmeaufwand C_a dar, wenn die zu ent-

¹⁾ Hilding Bergström, Aftryk ur Bihang til Jern-Kontorets Annaler för år 1912. Siehe auch Hector R. Carveth (Journ. Phys. Chem. 3, 193, 1899) und J. H. Petit (Journ. Phys. Chem. 3, 349, 1899).

geistende Flüssigkeit die in der gleichen Zeile angegebene Zusammensetzung hat. Werden diese Zahlen mit dem Gewicht des Ablaufwassers ($w - w_e$) multipliziert, so geben sie den Wärmeverbrauch der Abtriebssäule für 100 kg Ursprungsmischung.

Die latente Wärme des erforderlichen Rücklaufs für die Verstärkungssäule liefert die bekannte Gleichung:

$$C_R = C_V = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_R \beta)}{f_R - f_d}, \quad (200)$$

deren Resultate durch Multiplikation der Spalte 6 der Tabelle 30 mit $f_d - f_e$ erhalten werden und die in der Tabelle 31 und Abb. 28 zusammengetragen sind. Diese enthält außer den Angaben über die Rücklaufwärme in der Verstärkungssäule für 1 kg Azeton (als 95 und 99,75 %) auch die erforderliche Dampfwärme der Abtriebssäule für 100 kg Ablaufwasser. Es mag auch hier auf die Schwankungen der erforderlichen Rücklaufwärme in der Verstärkungssäule hingewiesen werden, die sich bei der Herstellung sehr hochgradigen Azetons bemerklich machen. Sie sind, wie schon früher angegeben, wahrscheinlich in den physikalischen Eigenschaften der Stoffe begründet. Für die Bestimmung der Apparateabmessungen kommt der größte Wert für C_R , den die Tabelle 31 in dem Verlauf zwischen dem Gehalt der Ursprungsflüssigkeit und dem des Erzeugnisses angibt, in Betracht.

Um die in den Verstärkungs- und Entgeistungssäulen unter verschiedenen Umständen anzuordnende Zahl von Böden leicht überblicken zu können, sind die Tabellen 32 und 33 beigegeben worden, deren Berechnung in bekannter Weise von Boden zu Boden erfolgt ist. Sie zeigen, daß die Entgeistung (der Abtrieb) verhältnismäßig mehr Wärme als die Verstärkung erfordert. Die Verwertung der Tabellen für die Berechnung kontinuierlicher Destillierapparate zur Trennung von Azeton und Wasser mögen die folgenden drei Beispiele zeigen.

Beispiel:

Das Gewicht der Azeton-Wassermischung ist	=	100	100	100 kg
Es enthält Azeton	=	5	10	20 %
Sein Verhältnis	f =	19,2	9,0	4,0
Das Erzeugnis soll enthalten Azeton	=	99,75	99,75	99,75 %
das ist: Azeton	a_e =	5,0	10,0	20,0 kg
Wasser	w_e =	0,01257	0,02515	0,0503 „
Ablaufwasser $w - w_e$	=	94,4875	89,973	79,949 „
100 kg der Mischung fehlen zum Sieden	C_h =	3000	3000	3000 WE
Die Flüssigkeit auf dem Boden M enthält				
Azeton	=	15,75	21,5	31,4 %
Ihr Verhältnis	f_M =	5,30	3,651	2,19
Der Dampf aus dem Boden M enthält Azeton	=	84,7	88,29	91,2 %

Sein Verhältnis	$f_m =$	0,18	0,133	0,0975
Verhältnis des Erzeugnisdampfes	$f_e =$	0,002515	0,002525	0,002515
Wärme des Erzeugnisdampfes	$C_e = a_e (125,28 + 0,002515 \cdot 537)$			
	$C_e =$	633	1266	2522 WE
Der Gesamtwärmeaufwand	$C_a = \frac{a_e (f - f_e) (\alpha + f_m \beta)}{f_m - f_m}$			
	$C_e + C_h + C_R = C_a =$	4120	5000	6714 „
Folglich Rücklaufwärme $C_R = C_a - C_e - C_h =$		487	733	1181 „
oder C_R für 10 kg Azeton	$C_R =$	974	733	591 „
Die Gesamtwärme für 100 kg Ablaufwasser $C_a =$		4320	5570	8540 „

Diese Ergebnisse stimmen ganz wohl mit den Angaben der Tabellen 30 und 31 überein, allein für die wirkliche Ausführung ist doch zu berücksichtigen, was oben angedeutet wurde, nämlich, daß auf Grund der sehr konvexen Form der Dampfzusammensetzungskurve die Rücklaufwärme C_R größer angenommen werden muß, und zwar bis auf den größten Wert von C_R in ihrem Verlauf zwischen dem schwächeren Dampf von 84,70 bzw. 89,97 bzw. 91,2% und dem stärksten Dampf von 99,75%, das ist nach Tabelle 31 $C_R = 1330$ WE für 10 kg Azeton. Hieraus folgt der wirkliche kleinste Wärmeverbrauch für 100 kg der oben genannten ursprünglichen Mischungen:

$C_e =$	633	1266	2502 WE
$C_h =$	3000	3000	3000 „
$C_R =$	665	1332	2660 „
	<u>4298</u>	<u>5596</u>	<u>8162 WE.</u>

Diese Zahlen bedeuten für 100 kg Ablaufwasser ($w - w_e$) einen kleinsten Wärmeaufwand von:

$$C_a = 4547 \quad 6217 \quad 10\,203 \text{ WE.}$$

Die Tabellen 32 und 33 geben einen Hinweis darauf, daß es wohl vorzuziehen ist, den Wärmeaufwand beim Betriebe etwas zu erhöhen, um Säulen von geringerer Bodenzahl, also geringerer Höhe verwenden zu können, als der berechnete kleinste Aufwand erfordern würde.

25. Azeton und Methylalkohol.

(Tabellen 34 ÷ 37. Tafel 29.)

Die physikalischen Eigenschaften der beiden Flüssigkeiten sind bei den Azeton-Wasser- und Methylalkohol-Wasser-Mischungen angegeben. Über die Zusammensetzung des Dampfes aus Azeton-Methylalkohollösung sind zwei Veröffentlichungen bekannt geworden. Eine ältere von J. H. Petit¹⁾. Von diesem Forscher sind zunächst die Siedepunkte der flüssigen Mischungen bei 760 mm Barometer untersucht und wie folgt gefunden:

¹⁾ J. H. Petit (Journ. Phys. Chem. 3, 340, 1890).

Methyl- alkohol % Gew.	Siede- temperatur ° C	Methyl- alkohol % Gew.	Siede- temperatur ° C	Methyl- alkohol % Gew.	Siede- temperatur ° C
100,0	65,52	51,9	58,34	18,6	56,09
89,1	63,44	49,0	58,02	13,2	55,99
80,5	61,98	45,0	57,65	6,6	56,09
58,6	58,96	31,0	56,68	0,0	56,62
53,7	58,52	23,1	56,29		

Sodann wurden während der Abdestillation der Mischungen zu gleicher Zeit die sich ändernden Siedepunkte der siedenden flüssigen Mischung und die der daraus entwickelten verflüssigten Dämpfe bestimmt.

Siedepunkte der Lösung ° C		Siedepunkte des verflüssigten Dampfes daraus ° C		Siedepunkte der Lösung ° C		Siedepunkte des verflüssigten Dampfes daraus ° C	
56,67	56,40	56,54	56,08	61,67	59,29		
56,48	56,30	56,94	56,15	62,47	60,17		
56,28	56,14	57,04	56,27	62,89	60,63		
56,22	56,10	57,46	56,45	63,33	61,31		
56,17	56,08	58,52	56,91	63,77	61,83		
56,02	55,98	58,77	57,07	64,46	62,93		
56,16	55,93	59,17	57,47	64,76	63,43		
56,30	55,95	59,77	57,71	64,97	63,77		
56,40	55,95	60,77	58,47	65,42	64,49		

Hieraus ist dann vom Verfasser das Diagramm Tafel 29, darstellend die den Temperaturen entsprechenden Methylalkoholgehalte, aufgezeichnet und aus diesem die in der Tabelle 34 aufgeschriebenen Werte der Spalten 2 und 4 abgegriffen. Aus diesen Daten scheint hervorzugehen, daß bei einem Azetongehalt der Lösung von etwa 12 bis 15%¹⁾ die Siedetemperaturen (also auch die Zusammensetzung) von Flüssigkeit und Dampf die gleichen seien, daß deshalb die Trennung der beiden Stoffe durch wiederholte Verdampfung nur bis zu diesem Gehalt möglich ist.

Die Tabelle 35 gibt die für die Erzielung von je 1 kg Azeton in Erzeugnissen von 50—60—70% Azeton in der Verstärkungssäule erforderliche Rücklaufwärme C_R an, während die ganze, in der Abtriebsssäule für je 1 kg Methylalkohol im unteren Ablauf

¹⁾ Nach H. Bergström ist dies bei 10% der Fall.

nötige Wärme C_a aus der Spalte 7 der Tabelle 34 entnommen werden kann.

In den Tabellen 36 und 37 finden sich die Ergebnisse der auf bekannte Weise berechneten Verstärkungs- und Abtriebs-(Entgeistungs-) Säulen zusammengestellt. Beide geben den Azetongehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden solcher Säulen an. Die erste für Erzeugnisse von 50–60–70% Azeton, wenn für je 10 kg Azeton $C_R = 8000 \div 48000$ WE im Rücklauf, die zweite, wenn für je 100 kg fast azetonfreien Methylalkohols $C_a = 10000 \div 50000$ WE aufgewendet werden. Beide Tabellen dienen für die Bestimmung der in jedem Fall erforderlichen Anzahl von Böden in herzustellenden Apparaten.

Neuerdings hat Herr Hilding Bergström¹⁾, Stockholm, eine wohl durch direkte Beobachtung gefundene, also recht vertrauenswürdige Linie des Azetongehaltes der Dämpfe aus Azeton-Methylalkoholflüssigkeiten veröffentlicht, die in der Tabelle 34 und Tafel 28, neben der von J. A. Petit angegebenen, aufgezeichnet ist. Sie zeigt den Azetongehalt der Dämpfe etwas geringer als die ältere an. Da der Unterschied zwischen beiden Linien nicht sehr groß ist, so wird er auch nur eine geringe Veränderung im Verlauf der Trennungsarbeit, wie sie durch die gegebenen Tabellen vorgeführt wird, bewirken, die ohne Schwierigkeit durch Rechnung gefunden werden könnte.

26. Methylalkohol und Äthylalkohol.

Über die physikalischen Eigenschaften der beiden Einzelstoffe ist schon früher berichtet worden. Herrn Hilding Bergström verdanke ich die Gaskurve dieses Gemisches, die dann zur Herstellung der Tabelle 39 und diese wieder zur Ausführung der Berechnung der Säulen geführt hat, alles wie schon erörtert. Als Verdampfungswärme ist $\alpha = 262$, $\beta = 234$ WE angenommen worden.

Die Trennung dieses Gemisches in seine Teile erfordert ganz außergewöhnlich viel Wärme, namentlich wenn es arm an Methylalkohol ist.

27. Essigsäure und Wasser.

(Tabellen 42–44. Tafeln 17, 19.)

Das spezifische Gewicht der Essigsäure bei 20° ist $s = 1,0497$.

Die spezifische Wärme der reinen flüssigen Essigsäure ist $\sigma = 0,5265$ (bei 18–111° wird auch $\sigma = 0,5357$ und zwischen 26–96° $\sigma = 0,522$ angegeben. Berthelot).

¹⁾ Hilding Bergström (Aftryk ur Bihang till Jern-Kontorets Annaler för år 1913).

Die spezifische Wärme ihrer Lösungen nach Schmidt¹⁾:

Essigsäure % Gew.	Spezifische Wärme	Essigsäure % Gew.	Spezifische Wärme	Essigsäure % Gew.	Spezifische Wärme
100	0,5265	60	0,7159	10	0,9527
90	0,5738	50	0,7632	1	0,999
85	0,5901	40	0,8106	0	1,000
80	0,6212	30	0,8579		
70	0,6685	20	0,9053		

Die spezifische Wärme ihres Dampfes ist $\sigma = 0,4008$.

Die Siedetemperatur ist $118,7 \div 119,2^\circ \text{C}$.

Die Verdampfungswärme wird verschieden angenommen. Brown²⁾ gibt an: = 97,05 WE, Berthelot³⁾: 84,9 WE. Nach Dorothea Marшал und W. Ramsay⁴⁾ ist sie = 97 WE. Für die Rechnungen ist hier die Verdampfungswärme des Wassers (hier des leichter siedenden) $\alpha = 529 \text{ WE}$, der Essigsäure $\beta = 75,5 \text{ WE}$ (vielleicht etwas zu klein) angenommen.

Die Damfzusammensetzung aus Essigwassermischung ist bekannt aus Versuchen von Herrn Professor Blacher⁵⁾, Riga, von Herrn O. Fagerlind⁶⁾, Stockholm, und Lord Rayleigh⁷⁾, deren Ergebnisse sehr gut übereinstimmen, wie aus der nach diesen Angaben vom Verfasser etwas verdichteten Tabelle 42 und der Tafel 17 erkennbar ist. Da die Dämpfe aus flüssigen Essigwasserlösungen mehr Wasser als die Lösungen enthalten, so ist in der Tabelle 42 und der Schaulinie der Wassergehalt (nicht der Essiggehalt) der Flüssigkeit und des Dampfes zusammengestellt. Die Spalten 6 und 7 dieser Tabelle 42 geben, wie es ja auch bei den entsprechenden früheren geschehen, noch zweckmäßige Teilausrechnungen wichtiger Faktoren.

Die Tabelle 43 und die Tafel 19 vermitteln, wie üblich, die Kenntnis der erforderlichen Wärmemengen, sowohl für den Rücklauf

¹⁾ C. G. Schmidt (Zeitschr. f. phys. Chem. 7, 1891, S. 434). Siehe auch E. Lieber (Wiener Bericht 76, I, 1877) und M. A. von Reis (Wiedemanns Ann. 13, 1881, S. 447).

²⁾ J. G. Brown (Journ. chem. Society 83, 1903, S. 987) Troutons Regel $\frac{\mu \cdot L}{T} = 14,88$.

³⁾ M. Berthelot und Ogier (Ann. Chem. Phys. (5) 30, 1883, S. 382, 400, 410).

⁴⁾ Phil. Mag. 4.1 896. Siehe auch W. Longuine (Ann. Chem. Phys. (7) 7. 231, 1896—13. 289, 1896. (7) 27, 195, 1902). Auch: Archive de Genève 9. (5) 1900.

Troutons Regel $\frac{\mu \cdot L}{T} = 13,74$.

⁵⁾ Privatmitteilung 1903.

⁶⁾ Aftryk ur Bihang till Jern-Kontorets Annaler för år 1912.

⁷⁾ Phil. Mag. 4, 1902, S. 521.

C_R in der Verstärkungssäule, um aus Flüssigkeiten mit $97 \div 0,5\%$ Wasser (d. h. mit $3 \div 99,5\%$ Essig) das Wasser als Dampf mit nur $0,1\%$ Essig aus der Säule oben entweichen zu lassen, als auch die erforderlichen Wärmeeinheiten C_a , um in der Abtriebssäule unten eine fast wasserfreie Essigsäure als Ablauf zu gewinnen, während auf den Einlaufboden M die Mischung mit $0,5 \div 97\%$ Wasser strömt. Der nötige Wärmeaufwand stellt sich gegenüber anderen Flüssigkeitsmischungen recht groß dar.

Endlich ist in der Tabelle 44 der Wassergehalt im Hundert der Flüssigkeiten und Dämpfe auf den Böden von fünf Verstärkungssäulen angegeben, deren jede 10 kg Wasser mit 0,1 kg Essig als Erzeugnis liefert, mit dem Aufwande von $C_R = 20\,000 - 23\,000 - 40\,000 - 50\,000 - 150\,000$ WE Rücklauf aus Mischungen von $8,0 - 4,85 - 2,33 - 0,99 - 0,58\%$ Wasser (d. h. $92 - 95,15 - 97,67 - 99,01 - 99,42\%$ Essigsäure). Diese Tabelle lehrt, ebenso wie die Nr. 43, daß zur Trennung von Wasser und Essigsäure stets erhebliche Wärmemengen aufgewendet werden müssen. Weil es nicht üblich ist, diese Trennung in ununterbrochen arbeitenden Apparaten zu bewirken, sind hier Ausrechnungen für Abtriebssäulen nicht mitgeteilt, es unterliegt aber keinem Zweifel, daß diese, ebenso wie bei anderen Mischungen, Anwendung finden könnten.

28. Ameisensäure und Wasser.

(Tabellen 46 \div 50. Tafeln 17, 28.)

1. Spezifisches Gewicht $s = 1,2273$.
2. Die spezifische Wärme der flüssigen Säure ist $\sigma = 0,552$ (Berthelot).
3. Der Siedepunkt der Ameisensäure bei 760 mm Barometerstand liegt bei $99,9^\circ \text{C}$ (es wird auch $100,4^\circ \text{C}$ angegeben).
4. Ihre Verdampfungswärme dabei ist $= 103,7$ WE (Berthelot).
In den ausgeführten Rechnungen ist für die Mischungen angenommen worden

für Wasser: $\alpha = 537$ WE,

für Ameisensäure: $\beta = 103,7$ WE.

Der aus einer flüssigen Mischung von Ameisensäure und Wasser entwickelte Dampf hat im allgemeinen einen höheren Wassergehalt als diese. Die Trennung der beiden Mischungsteile muß daher, ebenso wie bei der Essigsäure, so geschehen, daß das möglichst säurefreie Wasser den Verdichter dampförmig verläßt, während die Ameisensäure in der Blase zurückbleibt oder aus der Abtriebssäule unten möglichst vom Wasser befreit abfließt. Die Tabelle 46 und die dazu gehörige Linie der Tafel 17 über den Wassergehalt des aus der Mischung von Ameisensäure und Wasser entstandenen Dampfes

sind nach Angaben von Hilding Bergström¹⁾ hergestellt. Dabei wurde, weil es nach der Art unserer Betrachtungen zweckmäßig ist, das Leicht siedende vorzustellen, die Bergströmsche Tabelle und die dazu gehörige Linie vom Verfasser etwas verdichtet und so umgestaltet, daß beide nun den Wassergehalt und nicht den Ameisensäuregehalt der Flüssigkeit und des zugehörigen Dampfes in den Mischungen angeben. In der Tabelle 46 sind die Originaldaten (reziprok) fettgedruckt. Sie gibt, wie üblich, auch die ausgerechneten Werte für:

$$f, \quad f_d, \quad \frac{\alpha + f\beta}{f - f_d} \quad \text{und} \quad \frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}.$$

Aus den hier mitgeteilten Untersuchungen Bergströms geht hervor, daß nur die flüssigen Mischungen mit 25% oder mehr Wasser Dämpfe mit noch höherem Wassergehalt bilden, daß dagegen die Zusammensetzung der Dämpfe aus flüssigen Mischungen mit weniger als 25% Wasser der Zusammensetzung der Flüssigkeit gleich ist. Hier- von ist die Folge, daß der höchste Gehalt an Ameisensäure in der Rektifikationsblase oder in der aus kontinuierlichen Apparaten unten ablaufenden Mischung 75% betragen kann. Die Abdestillation von 10 kg Wasser mit 0,4% Ameisensäure aus schwächeren Mischungen erfordert, wie die Tabelle 46 lehrt, sehr viel Rücklaufwärme, wird daher in allen Fällen kostspielig. Bemerkenswert ist auch der große und in weiten Grenzen schwankende Wärmeverbrauch zum Abscheiden von 1 kg Ameisensäure in der Abtriebssäule, wie ihn die letzte Spalte 6 der Tabelle 48 angibt, und wie er für 100 kg Ameisensäure aus der Tabelle 46 erkannt wird.

Die Tabellen 49 und 50 stellen in der üblichen Weise einige Verstärkungs- und Abtriebssäulen dar. Die ersten mit Rücklaufwärmern von $C_R = 5000 \div 200\,000$ WE für 10 kg Wasserabdampfung mit 0,04 kg Ameisensäure (0,4%), die letzteren mit Gesamtdampfwärmern von $C_a = 150\,000 \div 700\,000$ WE für 100 kg ablaufende Ameisensäure mit 33,3 kg Wasser (75%).

29. Ammoniak und Wasser.

(Tabelle 51. Tafel 17.)

A. Physikalische Eigenschaften.

Das spezifische Gewicht des Ammoniakgases (NH_3) ist $s = 0,58957$ (auch 0,5894 wird angegeben).

Die spezifische Wärme des Gases bei konstantem Druck ist nach Regnault: $\sigma = 0,5084$. Nach E. Wiedemann ist bei 0° $\sigma = 0,5009$, bei 100° : $\sigma = 0,5317$.

¹⁾ H. Bergström, Aftryk ur Bihang till Jern-Kontorets Annaler för år 1912. Hausbrand, Rektifizierapparate. 4. Aufl.

Die spezifische Wärme des flüssigen Ammoniaks ist nach Drewes:

bei	0°	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70° C
σ	= 0,876	1,140	1,190	1,218	1,231	1,239	1,240	1,233.

Der Siedepunkt des reinen Ammoniaks ist nach Wiedemanns Ann. 1907, 24 S. 367 = $-32,5 \div -33,5^\circ \text{C}$ (C. Franklin).

Die Dampfspannung nach L. Grätz (Winkelmanns Handbuch der Physik):

°C	mm	°C	mm	°C	mm
- 30	866,1	+ 10	4574	+ 50	15 158
- 20	1392,1	+ 20	6387,8	+ 60	19 482
- 10	2144	+ 30	8700	+ 70	24 670
0	3280	+ 40	11595	+ 80	30 840

Die Löslichkeit des Ammoniaks in Wasser folgt nach Bunsen (Gasometrische Methoden) dem Festwert:

$$c = 1049 - 29,499 t + 0,67687 t^2 - 0,0095621 t^3.$$

Tabellen darüber geben auch Sims¹⁾ und Roscoe und Dittmar²⁾, auch Raoult⁴⁾. Zum Vergleich der verschiedenen Angaben kann folgende kleine Tabelle dienen:

Temperatur	0	4	8	12	16	20	24°
Bunsen	44,44	41,744	37,186	35,186	35,186	33,278	31,388 %
Raoult	49,74	42,049	39,758	37,403	35,154	34,105	31,258 %

Die Lösungswärme für 1 kg Ammoniak in viel Wasser ist nach Thomson³⁾ = 201 WE. Die Kondensations- und Mischungswärme in viel Wasser ist nach Raoult⁴⁾ = 492 WE.

Die Verdampfungswärme des reinen Ammoniak ist nach Regnault = 295 WE (andere geben zwischen 7° und 16° auch 291,3 bis 297,38 WE an). Die Verdampfungswärme der Ammoniakwassermischungen ist nach Perman⁵⁾ von 13° an = der Summe der beiden Einzel-Verdampfungswärmen, weil die Mischungsteile im Dampfzustande gegeneinander indifferent sind. Sie ist nach Perman bei Mischungen von:

NH ₃ =	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30 %
=	560	552	545	537	530	523	515	508	501 WE.

¹⁾ Sims, Annales de Chem. et de Pharm. Bd. 117, 1861, S. 348.

²⁾ Roscoe und Dittmar, Journ. of chem. Soc. J. XII. 147.

³⁾ J. Thomson, Thermochemische Untersuchungen. Vol. 2, S. 68.

⁴⁾ F. M. Raoult, Annales de Chem. et Phys. 1874, S. 262.

⁵⁾ E. P. Perman, Journ. of chem. Soc. 1903, S. 1168.

Die Dampfspannungen der wässrigen Ammoniaklösungen
kg/qcm beträgt nach den Versuchen H. Mollier¹⁾:

% NH ₃	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°	100°	110°	120°	130°	140°	150° C
5	—	—	—	—	—	—	0,925	1,32	1,83	2,49	3,33	4,49	5,71	7,25
10	—	—	—	—	—	1,05	1,48	2,07	2,80	3,75	4,92	6,35	8,01	10,20
15	—	—	—	—	1,12	1,58	2,20	2,99	3,09	5,24	6,77	8,64	—	—
20	—	—	—	1,14	1,63	2,27	3,09	4,15	4,48	7,08	9,19	—	—	—
25	—	—	1,14	1,64	2,28	3,14	4,24	5,64	7,34	9,45	—	—	—	—
30	—	1,13	1,63	2,28	3,16	4,20	5,71	7,49	9,62	—	—	—	—	—
35	1,08	1,51	2,25	3,14	4,27	5,76	7,57	9,73	—	—	—	—	—	—
40	1,50	2,17	3,07	4,21	5,70	7,55	9,70	—	—	—	—	—	—	—
45	2,02	2,91	4,08	5,55	7,36	9,56	—	—	—	—	—	—	—	—
50	2,66	3,79	5,16	7,60	9,26	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Den Teildruck des Ammoniaks p_{at} ergibt die Gleichung:

$$p_{at} = \frac{100 - a}{\frac{a}{m_a} + \frac{100 - a}{m_w}} \quad (b)$$

worin bedeutet: P den Gesamtdruck der Mischung, (Wasser + Ammoniak) p_{at} den Teildruck des Ammoniaks allein, $m_a = 17$, $m_w = 18$ die Molekulargewichte von Ammoniak und Wasser, a den Prozentgehalt der flüssigen Mischung an Ammoniak.

Für einen beliebigen angenommenen Gesamtdruck P (z. B. den Atmosphärendruck 1 Atm.), kann aus dieser Gleichung der Teildruck des Ammoniaks berechnet und hieraus, wenn sich die Dämpfe wie Gase verhielten, das Teilgewicht des Ammoniaks im Dampf gefunden werden.

Die Verdampfungswärme L ist von der genannten Forscherin nach der Formel von Clapeyron berechnet worden:

$$L = A \cdot T \cdot v \left(\frac{dP}{dT} \right)_x \quad (a)$$

in der bedeutet: L = die bei der Entwicklung von 1 kg Dampfgemisch bei stets gleichbleibender Temperatur verbrauchte Wärme. L enthält also die Verdampfungswärme des Ammoniaks und die (β) des mit ihm zusammen den Dampf bildenden Wassers. T = die absolute Temperatur, v = die Volumenvorgrößerung, P = den Gesamtdruck des Dampfgemisches in Atm. Die Werte von $\left(\frac{dP}{dt} \right)$ wurden dafür

¹⁾ Hilde Mollier, Forschungsarbeiten 63/64. — Z. d. V. d. J. 1908, S. 1315.

aus einer Kurvenschar entnommen, die nach den Versuchen über die Gesamtdampfdrucke (500–7500 Atm.) bei gleichen Zusammensetzungen der Flüssigkeiten (11,80–22,39–33,73–41,45–50,36% Ammoniak), aber verschiedener Temperaturen (20–120°) aufgezeichnet waren. Die nachfolgende Tabelle zeigt die Verdampfungswärme L von 1 kg Ammoniakwaschlösung nach H. Mollier (Gleichung a).

Ammoniak- gehalt bei den Tempe- raturen	Ammoniakgehalt der Lösung:					
	11,8 %	23,29 %	33,75 %	41,5 %	50,30 %	100 %
20°	—	—	—	382	354	280
30°	—	—	394	371	350	272
40°	516	451	400	372	358	257
50°	496	428	385	309	345	—
60°	456	405	381	350	309	—
70°	480	431	405	358	—	—
80°	490	429	388	—	—	—
90°	470	424	378	—	—	—
100°	464	420	—	—	—	—
Im Mittel	L = 471	426	393	375	353	—

Sodann ist mit Hilfe einer Formel von Raoult der Wassergehalt des Dampfgemisches ermittelt, seine Verdampfungswärme von der Gesamtwärme L abgezogen, so die Verdampfungswärme des Ammoniaks darin, und endlich von der genannten diese für 1 kg Ammoniak erhalten (letzte Zeile) wie folgt:

Ammoniakgehalt der Lösung:	11,8 %			23,39 %			33,7 %		41,56 %		50,36 %	
	Temperatur:											
	40°	70°	100°	40°	70°	100°	40°	70°	40°	70°	40°	
Gesamtdruck p. mm	282	898	2360	743	2029	4925	1522	3910	2475	5980	3910	
Teildruck des Wassers	48	204	665	42	176	574	26	151	31	133	27	
Wassergewicht in %	18	24	29	6	9	12	2,5	4	43	2	6,7	
Verdampfungswärme	des Wassers allein	104	132	157	35	50	66	14	22	9	11	4
	von Lös. nach Gl. 6	471	471	471	426	426	426	393	393	375	375	353
	des Ammoniaks allein darin Kilo der Lösung . . .	L = 367	339	314	391	376	360	379	371	367	364	349
	des Ammoniaks be- zogen auf 1 kg	447	446	442	416	413	410	389	386	372	371	354

Nach der Angabe der genannten Forscherin kann der Vorgang der Verdichtung und Lösung von 1 kg Ammoniak in Wasser oder dünnen Gemischen bei 100° folgendermaßen betrachtet werden:

Das 1 kg Gas kühlt sich von 100° auf — 33° ab, wodurch frei werden	1 · 133 · 0,5 =	66,5 WE
Das Ammoniak verflüssigt sich	1 · 329 =	329,0 „
Das flüssige Ammoniak löst sich	1 · 188 =	188,0 „
Das Ammoniak erwärmt sich wieder auf 100°	1 · 133 =	— 133,0 „
Daher die Lösungs- und Verdampfungswärme	=	450,5 WE.

Da es sich bei den hier betrachteten Apparaten um Ammoniak-Wassermischungen von etwa 0–4% handelt und die Erwärmung von — 33° ab beginnt, scheint die Annahme der spezifischen Wärme mit $\sigma = 1$ gerechtfertigt. Es wird auch erkannt, daß, weil die Flüssigkeiten hier immer recht arm, die Dämpfe auch nicht reich daran sind, die Größe der Verdampfungswärme des Ammoniaks gegenüber der des stets reichlich vorhandenen Wassers keinen großen Einfluß auf die Vorgänge in den Apparaten ausübt.

Über den Ammoniakgehalt des Dampfes, der sich aus Ammoniak-Wassermischungen verschiedener Zusammensetzung erhebt, finden sich, soweit bekannt, nur in einer von Lord Rayleigh¹⁾ herührenden Schaulinie, Abb. 17, die vom Forscher selbst als nicht sehr genau angesehen wird, einige Angaben, die, aus Mangel an anderen Quellen, allein zur Herstellung der Tabelle 51 benutzt wurden.

Da die zur Destillation gelangenden Mischungen selten mehr als 4%, deren Dämpfe deshalb selten mehr als 30% Ammoniak enthalten, so liegt die Siedetemperatur der zu verarbeitenden Flüssigkeit wohl auch meistens nahe an 100°, und daher darf die Verdampfungs- und Verdampfungswärme des Wassers in der Mischung mit $\beta = 536$ WE angenommen werden. Als Lösungs- und Verdampfungswärme für 1 kg Ammoniak ist bei den Berechnungen der Tabellen $\alpha = 450$ zugrunde gelegt.

B. Kontinuierliche Destillierapparate.

Für die Verstärkungssäule ist mit der Gleichung:

$$C_R = \frac{a_e (f_d - f_e) (\alpha + f_R \beta)}{f_R - f_d}$$

der Wärmebedarf des Rücklaufs (C_R) zur Erzeugung von 1 kg Ammoniak, in Form eines Dampfes von 20–25–30% aus Flüssigkeiten von verschiedenster Zusammensetzung ausgerechnet und in der Tabelle 51 zusammengestellt. Diese zeigt die starke Zunahme des Wärmeverbrauchs mit abnehmendem Gasgehalt der Ursprungsflüssigkeit und zunehmender Hochgradigkeit des Erzeugnisses.

¹⁾ Lord Rayleigh, Phil. Mag. (6) 4, 1902, S. 251.

Die in der Abtriebssäule für 100 kg Ablaufwasser nötige Wärme C_a wird aus der Gleichung:

$$C_a = \frac{100 \cdot (\alpha + f_d \beta)}{f_R - f_d}$$

gefunden. Für 1 kg Ablaufwasser kann sie aus der 6. Spalte der Tabelle 52 entnommen werden. Sie bleibt fast die gleiche, ob aus fast ammoniakfreiem Ablaufwasser auf dem obersten Boden M Dampf von 1% oder von 30% entstehen soll. 100 kg Ablaufwasser erfordern danach theoretisch etwa 7000 WE.

Die Tabelle 53 soll die in der Verstärkungssäule für je 10 kg Ammoniak erforderliche Anzahl von Aufkochungen angeben, wenn zur Erzeugung von 20% und 30% Dampf $C_R = 3500 - 5000 - 10000 - 15000 - 20000 - 25000 - 50000$ WE aufgewendet werden. Sie zeigt, daß in allen diesen Fällen drei Böden genügen, die gewünschte Erzeugnisstärke zu erreichen, daß aber der kleinste Wert von $C_R = 3500$ WE nur anwendbar ist, wenn die Ursprungsflüssigkeit auf dem Boden M einen Gehalt von wenigstens 2,26% Ammoniak aufweist, während die größte Rücklaufwärme ($C_R = 50000$ WE) gestattet, aus einer Flüssigkeit von 1,05% das hochgradige Erzeugnis zu erzielen.

Die mit verschiedenem Wärmearaufwand von $C_a = 8000$ bis 10000 WE für je 100 kg Rücklaufwasser berechnete Antriebssäule (Tabelle 54) läßt erkennen, daß, wenn die Anzahl der erforderlichen Böden innerhalb brauchbarer Grenzen bleiben soll, die aufgewendete Wärme die theoretisch niedrigste Grenze erheblich überschreiten muß und daß die Abtriebssäulen der ununterbrochenen Ammoniak-Trennungsapparate niemals sehr niedrig sein dürfen.

Endlich sind noch in der Tabelle 55 die hauptsächlichsten Angaben für solche Apparate, die aus Flüssigkeiten von 1,5–2–2,5–3% als Erzeugnis Dämpfe von 20–25–30% ergeben sollen, vereinigt. Ihre Herstellung ist auf dem schon früher beschriebenen und deshalb wohlbekanntesten Wege erfolgt. Bei jeder Zusammenstellung sind die Werte für zwei verschiedene Eintrittstemperaturen des Ammoniakwassers berechnet, nämlich:

a) Wenn dies beim Eintritt schon die auf dem Boden M herrschende Temperatur besitzt, wenn also $t = t_m$ und $C_h = 0$ ist. Dann bleibt die Zusammensetzung der Flüssigkeit auf dem Boden M unverändert. f ist gleich f_M und mit Hilfe der Gleichung 199 wird C_R ohne weiteres gefunden.

b) Wenn die ursprüngliche Flüssigkeit nur so wenig vorgewärmt ist, daß sie auf dem Boden M durch die von unten kommenden und auf ihm niedergeschlagenen Dämpfe $a_h + w_h$ erheblich angereichert wird. Diese Anreicherung, wird angenommen, sei so bedeutend, daß

die Flüssigkeit nun einen Dampf zu entwickeln vermag, der den Ammoniakgehalt des Erzeugnisses besitzt. Der Wert für C_h fand sich dazu aus der Gleichung 90, in welche die auf Grund der eben genannten Annahme bekannten Werte von f_M und f_m eingesetzt wurden.

Die 7. und 8. Zeilen der Tabelle 55 geben jedesmal die Rücklaufwärme C_R für 10 kg Ammoniak und die Gesamtwärme C_a für 100 kg Ablaufwasser.

Aus den vorgeführten Zahlen wird erkannt, 1. daß der Gesamtwärmeverbrauch für 100 kg Ammoniakwasser fast aller betrachteter Fälle der gleiche ist und theoretisch etwa 7000 WE beträgt, 2. daß weder die Verdampfungswärme des Erzeugnisses C_e allein, noch auch die von Erzeugnis und Rücklauf $C_e + C_R$ zusammen ausreichen, um die Rohflüssigkeit auf ihren Siedepunkt zu erhöhen.

30. Stickstoff und Sauerstoff (Luft)¹⁾.

(Tabellen 57–60. Tafeln 29, 30.)

Auch Mischungen verflüssigter Gase können ganz ebenso wie andere Flüssigkeiten durch wiederholte Verdampfung getrennt werden und auch die bei der allgemeinen Betrachtung über Destillation gewonnenen Anschauungen über die Erfordernisse und Wirkungen der diesen Zwecken dienenden Apparate bleiben in Geltung. Allein weil die Destillation dieser Stoffe bei sehr niedrigen Temperaturen, deren Herstellung und Erhaltung Mühe und Kosten verursacht, vor sich gehen muß, während die sonst kostspielige Wärmezuführung hier kostenlos geschieht, so treten doch bei der Destillation verflüssigter Gase andere sehr zu berücksichtigende Umstände in Wirkung. Wenn aus normaler Luft einer der beiden Bestandteile rein gewonnen werden soll, so geschieht dies stets durch ununterbrochen arbeitende Apparate, weil diese gegenüber unterbrochen arbeitenden Apparaten den Vorteil bieten, nur geringe Flüssigkeitsmengen zu enthalten, weil die Wärmeverwendung bei ihnen eine günstigere sein kann und weil die Verarbeitung der Nachprodukte fortfällt.

Im Nachstehenden werden nur die Hauptbestandteile der Luft, Sauerstoff (o) und Stickstoff (n) in Betrachtung gezogen, während die geringen Beimengungen anderer Gase unberücksichtigt bleiben.

Der Weg der folgenden Betrachtung führt durchaus gleichartig dem früher gewiesenen, und deshalb bedarf es wohl nur der Angabe einiger wesentlicher Merkmale, um ihn leicht zu verfolgen.

Hier seien einige physikalische Festwerte der Luft und ihrer Bestandteile vermerkt:

¹⁾ Siehe auch Dr. H. Alt, Die Kälte, ihr Wesen, ihre Erzeugung und Verwertung.

Bezeichnung	Luft l	Sauerstoff o	Stickstoff n	Argon a
Gehalt der Luft an Gas (Gewichts- prozent)	100	23,1	76,9	1,296
Gehalt der Luft an Gas (Maßprozent).	100	20,99	79,01	—
Atomgewicht	14,44	15,88	14,04	39,9
Spezifisches Gewicht des Gases . . .	1	1,1056	0,9713	1,3770
» » der Flüssigkeit	1	1,131	0,791	1,4233
Spezifische Wärme des Gases bei kon- stantem Druck	0,241	0,2175	0,2438	0,123
Spezifische Wärme des Gases bei kon- stantem Volumen	0,169	0,1548	0,1735	0,074
Spezifische Wärme der Flüssigkeit . .	0,411 (?)	0,347	0,430	—
Ein Kubikmeter Gas von 0° und 760 mm Quecksilber wiegt Kilo . . .	1,2935	1,4292	1,2546	1,782
Absolute Siedetemperatur bei 760 mm Quecksilber	77–90°	90,2°	77,3°	86,9°
Siedetemperatur unter 0° C	–183 bis –194°	–182,8°	–195,7°	–186,1°
Absolute kritische Temperatur	133°	154,2°	127°	155,6
Absoluter kritischer Druck	39°	50,8°	35°	52,9
Absolute Erstarrungstemperatur . . .	—	46°	62,5°	83,4°
Druck dabei in mm Q.	—	0,9	94	—

Das Gewicht eines cbm und das Volumen von 1 kg der drei Gase bei den niedrigen hier in Betracht kommenden Temperaturen steht in der Tabelle 56. Wie diese Zusammenstellung lehrt, ist der Stickstoff der leichter siedende Körper, und deshalb ist er auch in den Formeln vorausgestellt. Eine Tabelle von Baly¹⁾ gibt die Siedetemperatur und den Sauerstoffgehalt des Dampfes, der sich aus Stickstoff-Sauerstoffmischungen verschiedener Zusammensetzung erhebt. Die Balysche für Sauerstoff geltende Tabelle ist vom Verfasser für Stickstoff umgerechnet und mit Hilfe einer Schaulinie (Tafel 29) erweitert, wie es die Spalten 1, 2 und 4 der Tabelle 57, in der die Angaben Balys mit einem * versehen sind, zeigen. Über die Verhältnisse f und f_a finden sich in den Spalten 3, 5, 6, 7 die üblichen Angaben.

Die in der Tabelle 57 in den Spalten 2 und 4 angegebenen Zahlen gelten für Maßprocente. Sie können in Gewichtsprocente umgerechnet

werden durch Multiplikation mit $\frac{100}{1 + \frac{o \cdot s_o}{n \cdot s_n}}$, worin n und o die Maß-

¹⁾ Baly, Phil. Mag. XLIX, 1900, S. 517.

prozente und s_n und s_0 die spezifischen Gewichte der Gase bedeuten. Werden hiermit die in der Tabelle 57 mit Sternchen versehenen Zahlen (es sind dies die umgerechneten Balyschen) multipliziert, so ergibt sich die folgende kleine Zusammenstellung, die zeigt, daß der Unterschied gegen die Maßprozentage nur etwa 1,65% Erhöhung bedeutet. — Alle aus der Tabelle 57 abgeleiteten Zahlenbeispiele ändern sich nur um etwa 0,5 ÷ 1%.

Stickstoff-Gewichtsprozente.

Fl	G	Fl	G	Fl	G	Fl	G
100	100	53,47	80,5	27,95	56,4	11,037	28,27
90,9	97,5	48,7	77,2	25,15	52,6	9,091	25,63
82,75	95,13	44,55	74,3	22,59	48,5	7,142	20,55
76,3	92,4	40,86	70,8	19,85	44,7	5,263	15,45
69,7	89,6	37,55	67,35	17,68	40,57	3,389	10,20
63,73	86,9	34,24	63,70	15,41	36,45	1,090	4,90
58,3	83,5	31,05	58,0	13,03	34,85	0,266	1,00

Die Verdampfungswärme des Stickstoffs α und des Sauerstoffs β ist für viele Temperaturen in der sorgfältigsten Weise von Dr. H. Alt¹⁾ untersucht worden. Seine Angaben sind für die Spalte 8 verwertet. Die Verdampfungswärme ihrer Gemische²⁾ wurde nach der Gleichung $C_d = \alpha + o \cdot \beta$ bestimmt, wobei der Wert von α schwankend zwischen 44,01 und 47,64 WE und β schwankend zwischen 50,7 und 53,51 WE angenommen sind, entsprechend der gemeinsamen Dampftemperatur. Die an sich geringen Verdampfungswärmen erleiden zwar innerhalb der kleinen Siedepunktsschwankungen, um die es sich hier handelt (77° bis 90° abs.) (— 183 bis — 196° C) keine sehr großen Änderungen, sie sind jedoch grundsätzlich berücksichtigt, was bei den anderen früheren Flüssigkeitsmischungen meistens nicht geschehen konnte, weil bei jenen die erforderliche genaue Kenntnis der physikalischen Festwerte mangelte.

Die Spalten 6 und 7 sind, wie bekannt, die Ergebnisse gewisser Formelteile, deren Beifügung zur Bequemlichkeit für weitere Berechnung geschah. Im ersten Teil der Tabelle 58 ist, wie es auch früher bei anderen Mischungen ausgeführt worden ist, nach der Gleichung:

$$C_R = \frac{n(f_m - f_e)(\alpha + f_e\beta)}{f_M - f_m}$$

¹⁾ Abhandlungen der Kgl. bayer. Akademie d. Wiss. II. Kl., XXII. Bd., III. Abt.

²⁾ Hierüber verdanke ich Herrn Dr. H. Alt wertvolle Mitteilungen.

in den Spalten 3, 4, 5 die theoretisch erforderliche Rücklaufwärme (C_R) angegeben, um 10 kg Stickstoff in Form eines Gases mit 95—98—99,5% n-Gehalt aus Flüssigkeitsmischungen mit 10—80% Stickstoff (90—20% Sauerstoff) zu gewinnen. Es wird daraus erkannt, daß die größere oder geringere Reinheit des gewonnenen Stickstoffes, d. h. seine mehr oder weniger vollkommene Freiheit von Sauerstoff keinen großen Unterschied des Wärmeaufwandes bedingt. Die Zunahme des Wärmeverbrauchs findet aber regelmäßig und ohne Schwankungen mit der Verminderung des Stickstoffgehaltes in der Ursprungsflüssigkeit statt.

Der zweite Teil dieser Tabelle 58 zeigt die erforderliche Wärme, um Flüssigkeitsgemische von 1,9÷80% Stickstoff in Abtriebssäulen von Sauerstoff fast zu befreien. Er gilt für 100 kg Sauerstoff, der mit 0,3% Stickstoff behaftet, als Ablaufflüssigkeit den Apparat unten verläßt. Im Vergleich mit anderen Flüssigkeiten ist die für die Trennung der Luft erforderliche Wärme gering.

Die durch diese Tabelle gewonnene Kenntnis des theoretischen Wärmebedarfs für die Reindarstellung des Stickstoffes und die Absonderung des Sauerstoffes innerhalb bestimmter Grenzen veranlaßt nun dazu, auch hier nach der schon geläufigen Methode die in jedem Fall erforderliche Anzahl von Dampfumsetzung, d. h. die Anzahl der Aufkochungen oder Böden zu berechnen. Über die Erfolge der ausgeführten Rechnung berichten die Tabellen 59 und 60. Tabelle 59 zeigt den Stickstoffgehalt in Hundert der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden von 5 Verstärkungssäulen, wenn zur Erzeugung von 10 kg Stickstoff mit 0,5% Sauerstoff für den Rücklauf $C_R = 800$ bis 2500 WE aufgewendet werden. Im allgemeinen genügen 9 Böden, aber je nach der aufgebrauchten Wärme darf die Ursprungsmischung nicht weniger als 10,25—28,8% Stickstoff enthalten.

Die Tabelle 60 läßt erkennen, daß in Abtriebssäulen mit $C_a = 25000$ bis 85000 WE bei Anwendung von 10 Böden 100 kg Sauerstoff verbunden mit 0,3% Stickstoff abgeschieden werden können aus Mischungen, die 76,69÷92,19% Stickstoff enthalten. Da die atmosphärische Luft aus 23,1% Sauerstoff und 76,9% Stickstoff zusammengesetzt ist, so genügen, um diese flüssige Mischung bei ihrer normalen Siedetemperatur vom Stickstoff zu befreien, unter Aufwand der genannten Wärme für 100 kg Sauerstoff, theoretisch 4 bis 6 Böden. Die Berechnung aller dieser Tabellen erfolgte nach dem früher erklärten Verfahren.

Soll das soeben Dargelegte dazu benutzt werden, festzustellen, welche Wärmezuführung oder Wärmeentziehung in einem ununterbrochen arbeitenden Destillierapparate stattfinden muß, um aus 100 kg atmosphärischer Luft 76,83 kg Stickstoff + 0,38 kg Sauerstoff (99,5% Sauerstoff) und 22,720 kg Sauerstoff + 0,071 kg Stickstoff

(99,7% Sauerstoff) herzustellen, unter der Voraussetzung, daß flüssige Luft von normaler Siedetemperatur zugeführt wird, so kann die bekannte Gleichung:

$$C_a = C_e + C_R + C_h = \frac{n(f - f_e)(\alpha + f_m\beta)}{f_M - f_m}$$

dazu dienen. In dieser ist $C_h = 0$, weil die flüssige Luft, wie angenommen wird, siedend eintritt und folglich auf dem Eintrittsboden $f = f_M$ bleibt.

Auch von Inglis¹⁾ gibts zwei Untersuchungen über den Stickstoffgehalt der aus Sauerstoff-Stickstofflösungen entwickelten Dampfmischungen bei gleichbleibender Temperatur von 79,07° abs. und 74,7° abs. und wenn die Spannung des Sauerstoffs dabei 200 bzw. 100 mm betrug. Aus diesen (isothermischen) Untersuchungen, die die Molekularprozentente mitteilen, gebe ich die Gewichtsprozentente und die Einzeldrucke der Gase dabei. Leider sind diese Versuchsergebnisse nicht für die hier verfolgten Zwecke zu verwerten.

Bei 79,07° (− 193,63°). O = 200 mm/Q.

Molekularprozent		Gewichtsprozent		Teildrucke	
N	N	N	N	N	O
Flüssigkeit	Dampf	Flüssigkeit	Dampf	mm/Q	
0	0	0	0	0	200
3,4	16,7	2,98	21,9	37	194,5
10,7	39,2	9,40	36,1	114,3	181,9
19,7	55,5	17,90	52,1	205,8	165,7
27,8	65,4	25,15	62,3	284,8	150,7
40,5	75,8	37,25	72,9	402,2	127,8
51,0	82,1	47,48	81,1	495,5	103,5
60,4	86,4	57,50	84,7	577,6	89,4
72,8	91,5	70,20	92,2	684,7	65,3
82,8	94,8	81,0	94,1	773,6	42,4
90,8	97,6	88,96	97,0	845,6	24,4
99,7	99,7	99,5	99,5	928,0	0,50
100	100	100	100	931,0	0

Bei 74,7° (− 198,3°). O = 100 mm/Q.

Molekularprozent		Gewichtsprozent		Teildrucke	
N	N	N	N	N	O
Flüssigkeit	Dampf	Flüssigkeit	Dampf	mm/Q	
0	0	0	0	0	100
5,3	25,5	4,67	22,84	34,5	95,5
21,0	61,4	18,87	58,23	129,5	81,0
41,8	80,0	25,41	77,70	242,0	61,7
63,1	89,2	60,0	87,90	347,9	42,1
99,4	99,9	99,20	99,80	528,5	0,5
100	100	100	100	531,0	0

¹⁾ J. K. H. Inglis, Proceed. of phys. Soc. of London 1907, S. 169.

Von Inglis (a. a. O.) können auch einige Beobachtungen über Argon-Sauerstoffverdampfung bei der konstanten Temperatur von 82,09° abs. (— 190,91°) mitgeteilt werden, die auch in Gewichtsprozenten umgerechnet sind.

Molekularprozent Ar in der Flüssigkeit	0	3,30	5,6	10,2	13,6	92,7%
„ Ar im Dampf	0	5,76	9,15	16,0	20,6	97,8%
Gewichtsprozent Ar in der Flüssigkeit	0	7,83	12,89	22,09	28,21	96,8%
„ Ar im Dampf	0	11,199	20,25	32,18	39,28	99,9%
Teildruck Ar	0	17,0	28,5	51,4	67,5	mm/Q
„ 0	300	290,5	283,5	269,8	260,0	„

31. Stickstoff und Argon.

(Tabellen 61÷64. Tafel 30.)

Die physikalischen Eigenschaften der beiden Gase sind in der kleinen Tabelle des Abschnitts 30 zusammengestellt.

Die Gaskurve des Argons für Maßprozentage ist von Holst und Hamburger¹⁾ veröffentlicht, vom Verfasser auf Gewichtsprozentage umgerechnet und durch Interpolation vermittelt der von den Genannten angegebenen Gleichung:

$$\log f = a + b \log f_a \quad (200)$$

in der f und f_a die Verhältnisse und $a = 0,496$; $b = 1,06$ für 760 mm Q gelten und durch eine Schaulinie erweitert. Das Ergebnis dieser Rechnung findet sich in der Tabelle 61 und auf Tafel 30.

Sind v_n und v_a die Volumina der Gase in einem Gemisch, γ_n und γ_a ihre spezifischen Gewichte, so finden sich die Gewichtsprozentage aus den Maßprozentagen durch die Gleichung:

$$p_n = \frac{100}{1 + \left(\frac{100}{v_n} - 1\right) \frac{\gamma_a}{\gamma_n}}$$

Die Verdampfungswärme des Argons ist in einer Abhandlung von Crommelin²⁾ mit 35 ÷ 47 WE angegeben; wohl errechnet. Sie scheint noch nicht ganz sicher bestimmt. Unsere Rechnung ist mit $\beta = 40$ WE durchgeführt.

Die Tabelle 62 verdeutlicht dann den Wärmeverbrauch der Verstärkungs- und Abtriebssäulen. Tabellen 63 und 64 zeigen den Stickstoffgehalt auf den Böden der Säulen. Wegen des geringen Argongehalts der Luft ist der Wärmeverbrauch zu seiner Gewinnung in reinem Zustande erheblich.

¹⁾ G. Holst und L. Hamburger, Zeitsch. f. physik. Chem. 1916, S. 513.

²⁾ C. A. Crommelin, Comm. from the physik. Labor. of Leyden, No. 140 a. New Determination of the vapour pressure of solid Argon down to — 205° C.

32. Wasser und Salpetersäure (HNO₃).

(Tabelle 65. Tafel 29.)

Das spezifische Gewicht der wasserfreien Salpetersäure (HNO₃) ist $s = 1,530$, ihr Siedepunkt 86°C ; ihre Siedetemperatur bei 68% und 735 mm Q ist $120,1^\circ$ (Roscoe).

Die spezifische Wärme beträgt zwischen 21° und 52° mit $2,5\%$ Wasser $\sigma = 0,6551$, mit 25% Wasser $\sigma = 0,8752$, mit 100% Wasser $\sigma = 0,9618$ (Marignac).

Das Molekulargewicht ist $63,05$ und die Verdampfungswärme bei 86° ist $\beta = 115,1 \text{ WE}$ (Berthelot).

Da in der Literatur Versuchsergebnisse über die Zusammensetzung der aus Wasser-Salpetersäuregemischen entweichenden Dämpfe nicht vorlagen, hat auf meine Veranlassung Herr Dr. Boll die Zusammensetzung für einige flüssige Mischungen bestimmt, aus denen ich die Tabelle 63 und die Linie Tafel 29 herstellte.

Dabei hat sich wieder gezeigt, was ja auch schon vorher bekannt war, daß Gemische mit etwa 32% Wasser und 68% Salpetersäure Dämpfe von gleicher Zusammensetzung erzeugen, und daß alle an Salpetersäure reicheren ebenso wie die daran ärmeren Lösungen durch regelmäßig wiederholte Destillation sich dem genannten Verhältnis nähern.

In diesen Gemischen ist Wasser der niedriger, leichter siedende Teil, und deshalb ist ihm, wie bei allen früheren Rechnungen, so auch in den folgenden die Führung überlassen.

Die Tabellen zeigen, daß der Wärmebedarf zur Abtrennung des Wassers in den Verstärkungssäulen ziemlich groß ist, daß dies aber in den Abtriebssäulen, die die Salpetersäure unten ausscheiden sollen, in noch höherem Maße der Fall ist, so daß, um 100 kg Salpetersäure als Mischung von etwa 68% zu erhalten, kaum weniger als 1000000 WE aufgewendet werden müssen.

33. Die Berechnung der Gaskurve.

Als Gaskurve wird die Linie bezeichnet, die entsteht, wenn auf einer Abszisse die Gewichtsprocente des Leicht siedenden in einer Lösung aus zwei flüssigen Stoffen abgesteckt, sodann auf den dazu gehörigen Ordinaten die Gewichtsprocente des Leicht siedenden im Dampfgemisch aufgetragen und so verbunden werden, wie es die Tafeln 17, 29, 30 für manche Gemische zeigen.

Die Kenntnis der Gaskurve ist durchaus erforderlich, um die Hauptabmessungen von Apparaten zu bestimmen, mit denen die Lösungen getrennt werden können, wie es im vorhergehenden dargelegt wurde. Von einigen Forschern ist eine Anzahl solcher Gaskurven durch direkte Versuche ermittelt worden und die Mehrzahl davon in diesen Blättern behandelt, aber umfangreich ist das so Gefundene nicht.

Sind P_a und P_w bekannt (etwa in mm/Q), so kann daher der Gesamtdruck (etwa P) jedes flüssigen Mischungsverhältnisses bei derselben Temperatur sofort gefunden werden.

Auch kann dies geschehen, wenn nur der Einzeldruck einer Komponente (z. B. P_w) und der Gesamtdruck (P_b) einer bestimmten Lösung bekannt ist, ja dann kann auch der (bis dahin etwa unbekannte) Einzeldruck (P_a) des andern Lösungsteils errechnet werden:

$$P - P_w : P_a - P_w = x_a : 1 \quad (201)$$

$$P = (P_a - P_w)x_a + P_w$$

$$x_a = \frac{P - P_w}{P_a - P_w} \quad (202)$$

$$\left[\begin{array}{l} P - P_w : P_b - P_w = x_a : x_b \\ P = \frac{(P_b - P_w)x_a + P_w \cdot x_b}{x_b} \\ x_a = \frac{(P - P_w)x_b}{P_b - P_w} \end{array} \right] \quad (203)$$

$$\left[\begin{array}{l} P_b - P_w : P_a - P_w = x_b : 1 \\ P_a = \frac{(P_b - P_w) + P_w x_b}{x_b} \end{array} \right]$$

Wird bei bekannten P_a und P_w die Lösungszusammensetzung x_a bei dem bekannten Druck P (etwa dem atmosphärischen) gesucht, so lehrt dies die Gleichung (202).

Aber auch die Teildrucke (d. i. die Teile des Drucks P), d. h. die Dampfdrucke der Einzelteile der flüssigen Lösung p_a und p_w , können bei bekanntem P_a und P_w für die gleiche Temperatur aus der Abb. 31 abgelesen werden:

$$\begin{aligned} p_a &= P_a x_a & p_w &= P_w(1 - x_a) = (P - p_a) \\ p_a &= \frac{P_a(P - P_w)}{P_a - P_w} & p_w &= P_w \left(1 - \frac{P - P_w}{P_a - P_w} \right) \end{aligned} \quad (204)$$

[oder, wenn nur P_w , P_b und x_b bekannt sind:

$$p_a = P - P_w + P_w x_a = P - P_w + P_w \frac{(P - P_w) \cdot x_b}{P_b - P_w} \quad (205)$$

Aus dem so errechneten Teildruck p_a und dem Molenbruch x folgt sogleich das Gewichtsverhältnis im Hundert A % des Leicht siedenden in der Lösung, wenn m_a und m_w die Molekulargewichte der Stoffe a und w sind:

ebenda 1914 S. 445. — A. Schulze, ebenda 1914 S. 3. — Herr Professor Dr. F. Dolezalek hat mir über die Beziehungen zwischen Lösungen und ihren Dämpfen viele Aufklärungen gegeben, wofür ich ihm auch an dieser Stelle meinen verbindlichsten Dank ausspreche.

$$A\% = \frac{x_a m \cdot 100}{m_w} = \frac{p_a \cdot m_a \cdot 100}{P_a m_w} = \frac{(P - P_w) m_a \cdot 100}{(P_a - P_w) m_w} \quad (206)$$

Wenn für die beiden reinen Flüssigkeiten einer Lösung die Einzeldampfdrucke bei vielen Temperaturen t_1, t_2, \dots bekannt sind, so können für je eine Temperatur solche Bildchen wie Abb. 32 hintereinander gezeichnet werden (Abb. 32). Wird dann im Abstand P (etwa dem atmosphärischen Druck) von der Abszisse eine Parallele gezogen, so geben alle Lote von deren Schnittpunkten mit den Linien $t_1 \div t_1, t_2 \div t_2, \dots$ auf der Abszisse die Molenbrüche der Einzelstoffe in den Lösungen bei den Temperaturen t_1, t_2, \dots an.

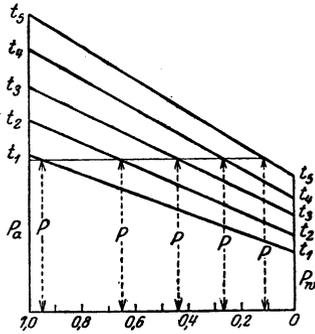


Abb. 32.

Werden, wie es in Abb. 33 geschehen ist, diese Schaubilder unter einem Winkel hintereinander gezeichnet, so entsteht eine räumliche Vorstellung der Dampfdrucke aller Lösungsverhältnisse als einer krummen Fläche bbee und in dieser die Linie hik, die die Endpunkte der Ordinaten eines

gleichen Gesamtdrucks bei verschiedenen Temperaturen und Verhältnissen der Lösung verbindet. Ein anderer gleicher Druck würde sich in einer andern Linie zeigen. — In Abb. 33 sind über den im

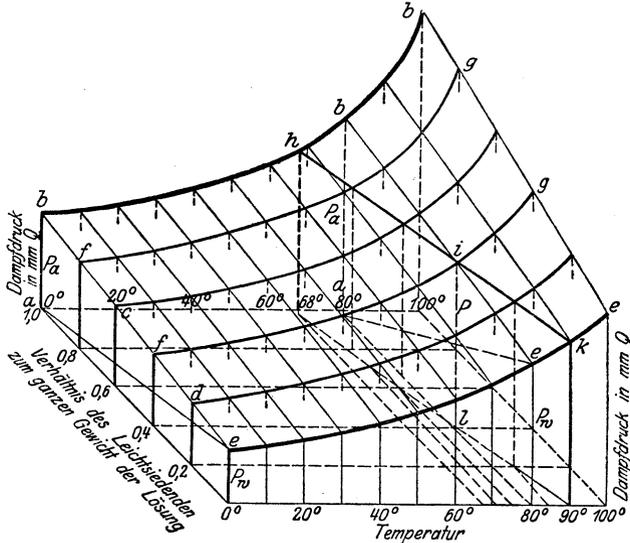


Abb. 33.

gleichen Gesamtdrucks bei verschiedenen Temperaturen und Verhältnissen der Lösung verbindet. Ein anderer gleicher Druck würde sich in einer andern Linie zeigen. — In Abb. 33 sind über den im

Abstände 0,2 voneinander gelegenen, die Temperaturen 0–100 zeigenden Abszissen die Einzelspannungen (Sättigungsdrucke) der Einzelstoffe a und w (P_a und P_w) als Ordinaten (Kurven) aufgetragen: $bb—ee$. Die Ordinatenenden für gleiche Temperaturen sind dann durch Gerade be verbunden. Die Enden aller Senkrechten, auf einer Abszisse gleichen Molenbruchs (0,2–0,8), aber verschiedener Temperaturen, errichtet, geben in ihren Enden die Linien fg . Auf jeder dieser Linien kann der Punkt gefunden werden, dem eine Ordinate des allen gleichen Drucks P entspricht. Die Verbindung solcher Punkte erzeugt die keineswegs gerade Linie hik . Alle Lote, von dieser Linie auf die Basis $a, 0, 100, 100$, gefällt, sind einander gleich (P), zeigen auf den Molenbruchlinien den Bruch (d. i. das Gewichtsverhältnis in der Lösung) und auch in den Parallelen zu 0–1,0 die Siedetemperaturen beim Druck P .

Wenn auf diese Weise die Teildampfdrucke p_a und p_w verschiedener Mischungsverhältnisse zweier Flüssigkeiten a und w bestimmt sind, so kann aus diesen nun auch das Gewichtsverhältnis $a\%$ und $w\%$ der Einzelteile im Dampf gefunden werden.

Bedeutен m_a und m_w die Molekulgewichte, n_a und n_w die Anzahl der Moleküle im Dampf, g_a und g_w die Dampfgewichte, so ist

$$\frac{p_a}{P} = \frac{n_a}{n_a + n_w} = \frac{\frac{g_a}{m_a}}{\frac{g_a}{m_a} + \frac{g_w}{m_w}} = \frac{1}{1 + \frac{m_a \cdot g_w}{m_w \cdot g_a}} \quad (207)$$

Bedeutен $a\%$ und $w\%$ die Gehalte des Dampfgemisches an den Einzelstoffen a und w im Hundert, so ist:

$$a\% = \frac{g_a \cdot 100}{g_a + g_w} \quad g_a = \frac{a\% (g_a + g_w)}{100} \quad g_w = \frac{w\% (g_a + g_w)}{100} \quad (208)$$

$$\frac{p_a}{P} = \frac{1}{1 + \frac{m_a \cdot w\%}{m_w \cdot a\%}} = \frac{1}{1 + \frac{m_a}{m_w} \left(\frac{100}{a\%} - 1 \right)} \quad (209)$$

$$a\% = \frac{100}{\left(\frac{P}{p_a} - 1 \right) \frac{m_w}{m_a} + 1} \quad w\% = 100 - a\% \quad (210)$$

x_a folgt aus Gleichung (202),

p_a aus Gleichung (204).

Beispiele. Mit Hilfe des dargestellten Verfahrens sind folgende 3 Beispiele ausgerechnet, die den Gehalt der Flüssigkeit und des Dampfes an dem leichter-siedenden Teil a von 3 verschiedenen Lösungen aus je 2 Flüssigkeiten zeigen. Die Gaskurven sind hiernach in der Abb. 34 aufgezeichnet. Sie gelten für atmosphärischen Druck ($P = 760$).

$$\begin{aligned} a &= \text{Chlorbenzol}^1) (\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}). & m_a &= 112,5 & \frac{m_w}{m_a} &= 1,395 \\ w &= \text{Brombenzol} (\text{C}_6\text{H}_5\text{Br}). & m_w &= 157 \end{aligned}$$

Temperatur °C	Einzeldrucke		Gehalt an a in der Lösung A % = $x_a \frac{m_a}{m_w} \cdot 100$	Teildruck von a bei 760 mm $p_a = P_a x$	Wert des Nenners $\left(\frac{760}{p_a} - 1\right) \frac{m_w}{m_a} + 1$	Gehalt von a im Dampf a %
	von a P_a mm	von w P_w mm				
135	800	390	64,68 ✓	721,6 ✓	1,0722	92,5
140	938,8	496,75	42,80	599,9	1,489	67,15
145	1000	550	29,46	435,6	2,028	49,31
150	1207	651	14,05	235,5	4,080	24,50
155	1367	750	1,161	22,1	47,60	2,104

$$\begin{aligned} a &= \text{Äthylenbromid}^2) (\text{C}_2\text{H}_4\text{Br}_2). & m_a &= 188 \\ w &= \text{Propylbromid}^3) (\text{CH}_3\text{CHBrCH}_2\text{Br}). & m_w &= 202 & \frac{m_w}{m_a} &= 1,074 \end{aligned}$$

135	825	86	84,33	749,9	1,010	98
140	953	87	71,88	736,6	1,0331	96,7
145	1090	88	62,49	732	1,0438	95,7
150	1233,8	89	54,70	723,5	1,0481	95,5
155	1403,6	89,5	47,52	719	1,0513	94,3
160	1573,5	90	42,03	709	1,0759	93

$$\begin{aligned} a &= \text{Benzol}^2) (\text{C}_6\text{H}_6). & m_a &= 78,1 \\ w &= \text{Chlorbenzol}^1) (\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}). & m_w &= 112,5 & \frac{m_w}{m_a} &= 1,428 \end{aligned}$$

85	880	175	57,68	730,4	1,057	94,7
90	1012,75	208,3	49	698	1,123	88,6
95	1180	250	38,01	645	1,253	79,9
100	1340	292,7	31,03	597	1,393	71,9
105	1542	345	24,08	537	1,583	63,29
110	1744	403,7	18,49	462,8	1,912	52,3
115	1989	543	13,13	376	2,450	40,81
120	2235	543	8,89	287	3,345	29,9
125	2537	680	2,995	109,2	9,50	10,19
130	2824	720	1,313	53,2	13,28	4,975

Die Spalten 2 und 3 sind entnommen: 1) von S. Young (berechnet). J. chem. Soc. 1889, 55, S. 486. (Kahlbaum, Zeitschr. f. physik. Chemie 1898, 5, S. 600, gibt höhere Drucke an). 2) Regnault. 3) G. W. A. Kahlbaum, Zeitschr. f. physik. Chemie 1898, 26, S. 626.

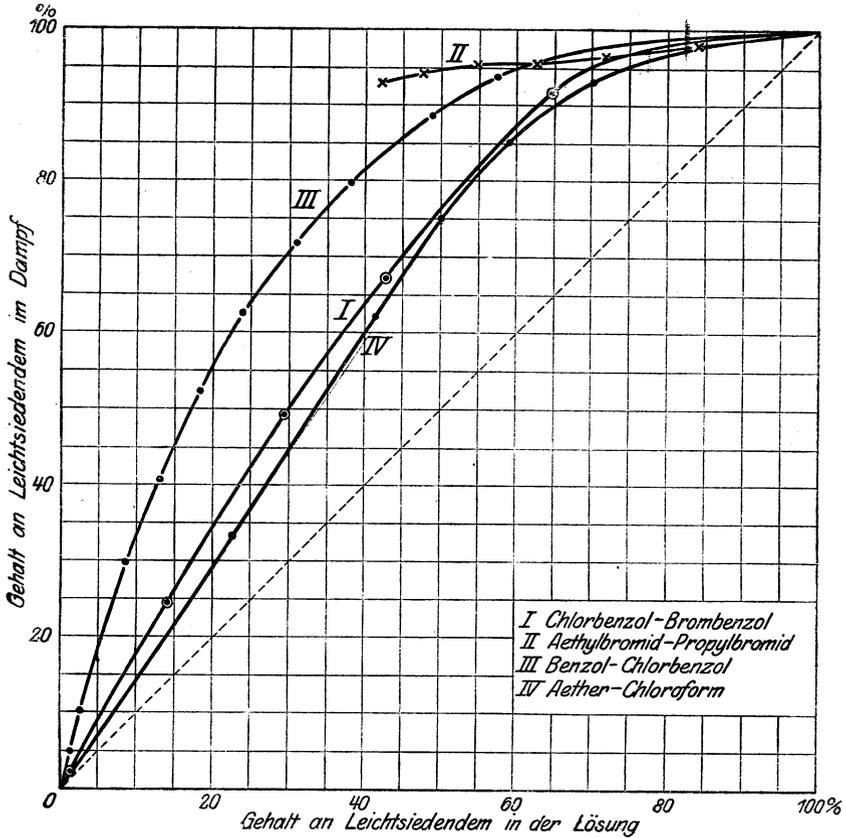


Abb. 34.

B. Wenn eine oder beide von den Flüssigkeiten, die ein Gemisch bilden, nicht nur Einzelmoleküle, sondern Zwei- oder Dreimoleküle bilden, oder wenn sich beide teilweise verbinden, d. h. wenn sich je zwei Moleküle derselben oder der zwei Einzelflüssigkeiten aneinander legen, so findet dies auch, obgleich meistens in viel geringerem Grade, in dem aus der Lösung entwickelten Dampf statt. Die Berechnung der Einzeldrucke solcher Dampfgemische ist aber auch dann nach dem zuerst von F. Dolezalek¹⁾ entwickelten oben genannten Teildruckgesetz möglich. Aus den Teildrücken können dann die Einzelgewichte der Gemischteile im Dampf wie bekannt gefunden werden. Freilich ist, trotz der schönen Klarheit des Gesetzes, die wirkliche Ausrechnung in jedem Fall verwickelter als wenn nur Einzelmoleküle bestehen. Es sollen

¹⁾ Siehe Seite 142, Anmerkung.

im nachstehenden die beiden Fälle besprochen werden. Gemeinsam ist beiden, daß gewöhnlich die Flüssigkeiten um so weniger Doppelmoleküle enthalten, je wärmer sie sind, die Dämpfe aber um so weniger, je geringer ihr Druck ist, so daß bei allmählicher Erwärmung einer polymerisierten Flüssigkeit diese zunächst mehr, der Dampf sehr wenig Doppelmoleküle aufweist, bei steigender Temperatur und Spannung die Flüssigkeit aber sich dissoziiert, während der Dampf sich stärker polymerisieren kann.

C. Wenn eine der beiden Einzelflüssigkeiten Doppelmoleküle bildet (Abb. 35). Beständen nur Einzelflüssigkeiten a und w die Dampfdrucke a , b' und e haben und die Gesamtdrucke ihrer Mischungen würden, wie früher gezeigt, proportional zwischen ab' und eo auf der Geraden $b'e$ enden. Enthält

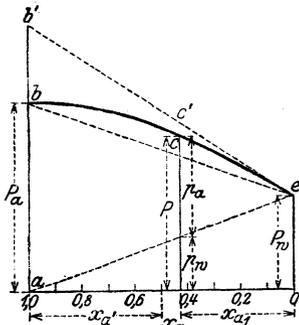


Abb. 35.

aber die Flüssigkeit a Doppelmoleküle neben den Einzelnen, so ist (da diese nur als je eins zählen) ihre Anzahl kleiner und da von dieser im wesentlichen der Dampfdruck abhängt, ist auch dieser kleiner und reicht nur bis b . Blicke die Anzahl der Doppelmoleküle im Verhältnis zur Anzahl der Einzelflüssigkeiten in der Flüssigkeit a bestehen, auch wenn diese in beliebigen Verhältnissen mit der zweiten Flüssigkeit w gemischt wird, so würden offenbar die Gesamtdrucke der Gemische proportional zwischen ab und eo liegen und auf der Geraden $bc'e$ enden. Aber die Anzahl der Doppelmoleküle bleibt auch bei unveränderter Temperatur nicht bestehen, sondern sie vermindert sich, indem die Doppelmoleküle sich mehr und mehr spalten, wenn die Flüssigkeit a mehr und mehr durch die Flüssigkeit w verdünnt wird, wenn sich also die Moleküle von a voneinander entfernen, dadurch, daß sich mehr und mehr Moleküle von w zwischen sie schieben. Durch die so erfolgte Vermehrung der Moleküle von a erhöht sich ihr Druck. Während mit zunehmender Beimischung der Flüssigkeit w sich die Moleküle von a mehr und mehr spalten und der Einzeldruck von a hierdurch zunimmt, nimmt er zugleich auch ab, weil die Flüssigkeit a sich im Gemisch vermindert, und Gewicht und Dampfdruck von w zunehmen. So bildet sich die Linie des Gesamtdrucks bce aus. Wenn beide Flüssigkeiten Doppelmoleküle bilden, so rückt auch der Punkt e herab und die Gesamtdrucklinie liegt noch tiefer als bce . Der Gesamtdampfdruck jedes Gemisches von a und w setzt sich also zusammen aus dem Einzeldruck der Einzelmoleküle von a , der Doppelmoleküle von a und der Einzelmoleküle von w .

Ebenso wie durch Abb. 33, kann auch hier durch Abb. 36 ein körperliches Bild der Drucke über den verschiedenen Lösungsverhältnissen dargestellt werden.

Das Gewichtsverhältnis, in dem jeder der Einzelstoffe sich in der Mischung befindet, kann auf zweifache Weise ausgedrückt werden, nämlich einmal durch das Verhältnis der Anzahl von Molekülen n_a und n_w zu der Gesamtheit der Moleküle $n_a + n_w$, unter der Annahme, daß es nur Einzelmoleküle gäbe, das heißt durch die Molenbrüche:

$$q_a = \frac{n_a}{n_a + n_w} \quad \text{und} \quad q_w = \frac{n_w}{n_a + n_w}.$$

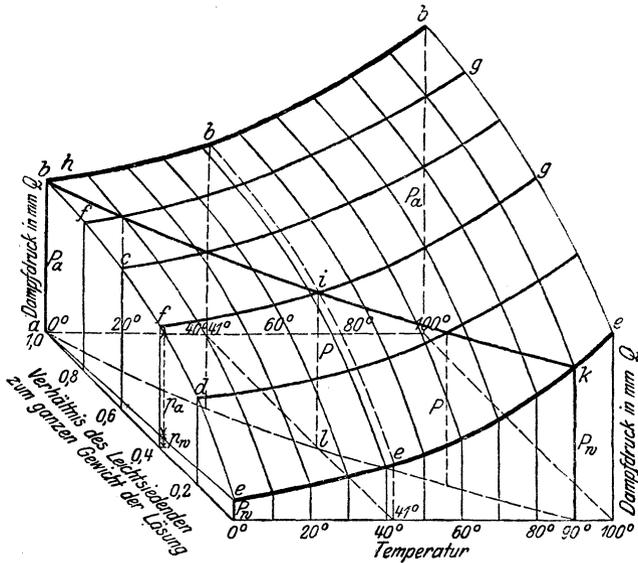


Abb. 36.

Dolezalek nennt sie die »analytischen Molenbrüche«, weil sie aus der Analyse des Gemisches gefunden werden. Aus den bekannten Einzelgewichten g_a , g_w und Molekulargewichten m_a , m_w eines Gemisches folgen diese analytischen Molenbrüche unmittelbar.

Die zweite Art, das Gesamtgewicht des Gemisches einzuteilen, kann darin bestehen, daß die Molenbrüche der einzelnen und der doppelten Moleküle getrennt behandelt werden. Dolezalek nennt diese »wahre Molenbrüche«. Die Anzahl der Einzelmoleküle von w sei ν_w , der Doppelmoleküle von a seien ν_{a1} , die Doppelmoleküle von a aber ν_{a2} , so lauten die wahren Molenbrüche:

$$\begin{aligned}
 x_w &= \frac{\nu_w}{\nu_w + \nu_{a_1} + \nu_{a_2}} = \frac{\nu_w}{B} & \nu_w &= x_w B \\
 x_{a_1} &= \frac{\nu_{a_1}}{\nu_w + \nu_{a_1} + \nu_{a_2}} = \frac{\nu_{a_1}}{B} & \nu_{a_1} &= x_{a_1} B \\
 x_{a_2} &= \frac{\nu_{a_2}}{\nu_w + \nu_{a_1} + \nu_{a_2}} = \frac{\nu_{a_2}}{B} & \nu_{a_2} &= x_{a_2} B.
 \end{aligned} \tag{211}$$

Die Summe der wahren Molenbrüche muß gleich der der analytischen sein, das ist gleich dem ganzen Gemisch, dies gesetzt gleich 1

$$(q_a + q_w = x_{a_1} + x_{a_2} + x_w = 1).$$

Wenn das Bestreben darauf gerichtet ist, das Gewichtsverhältnis der Stoffe im Gemisch zu errechnen, so müssen die wahren Molenbrüche x_{a_1} , x_{a_2} , x_w durch die analytischen q_a und q_w ausgedrückt werden. Die Doppelmoleküle ν_{a_2} wiegen auch doppelt, daher:

$$\begin{aligned}
 q_a &= \frac{\nu_{a_1} + 2\nu_{a_2}}{\nu_{a_1} + 2\nu_{a_2} + \nu_w} \\
 q_w &= \frac{\nu_w}{\nu_{a_1} + 2\nu_{a_2} + \nu_w}
 \end{aligned} \tag{212}$$

Wird $\nu_w + \nu_{a_1} + \nu_{a_2} = B$ genannt, so ist nach Gleichung (211):

$$q_a = \frac{x_{a_1} B + 2x_{a_2} B}{x_{a_1} B + 2x_{a_2} B + x_w B} = \frac{x_{a_1} + 2x_{a_2}}{x_{a_1} + 2x_{a_2} + x_w} = \frac{x_{a_1} + 2x_{a_2}}{1 + x_{a_2}},$$

weil $x_{a_1} + x_{a_2} + x_w = 1$ ist.

$$q_w = \frac{x_w}{1 + x_{a_2}} \quad x_{a_2} = \frac{x_{a_1} + q_w}{q_w} \tag{213}$$

$$x_{a_1} = q_a + q_a x_{a_2} - 2x_{a_2} = q_a \left(1 + \frac{x_w - q_w}{q_w} \right) - 2 \frac{x_w - q_w}{q_w},$$

weil $q_a = 1 - q_w$:

$$\begin{aligned}
 x_{a_1} &= \frac{q_w - q_w^2 + x_w - x_w q_w - q_w + q_w^2 - 2x_w + 2q_w}{q_w} \\
 &= \frac{2q_w - x_w(1 + q_w)}{q_w}.
 \end{aligned} \tag{214}$$

Um die Anzahl der Einzelmoleküle in dem Bestandteil a zu berechnen, muß zuvor der Festwert K des Massenwirkungsgesetzes bekannt sein, das hier lautet:

$$K = \frac{x_{a_2}}{x_{a_1}^2}. \tag{215}$$

Der Gesamtdruck über der Lösung P ist die Summe der Teildrucke p_{a_1} , p_{a_2} , p_w , und die Teildrucke sind dem Dolezalekschen Gesetz

zufolge gleich den Einzeldrücken der reinen Flüssigkeiten multipliziert mit den wahren Molenbrüchen:

$$\begin{aligned} p_{a_1} &= P_{a_1} x_{a_1}, & p_{a_2} &= P_{a_2} x_{a_2}, & p_w &= P_w x_w, \\ P &= P_{a_1} x_{a_1} + P_{a_2} x_{a_2} + P_w x_w. \end{aligned} \quad (216)$$

Hierin bedeutet P_{a_1} nur den Einzeldruck der reinen Einzelmoleküle, nicht den Druck der gesamten reinen Flüssigkeit, und er kann nach dem Massenwirkungsgesetz bestimmt werden aus dem Einzeldruck der Doppelmoleküle P_{a_2} und dem Gesamtdruck des reinen Stoffes a, d. i. P_a .

Seien die wahren Molenbrüche der Einzelmoleküle $x_{a_1}^1$, der Doppelmoleküle $x_{a_2}^1$, so ist der Festwert des Massenwirkungsgesetzes K ,

$$K = \frac{x_{a_2}^1}{x_{a_1}^{1^2}} \quad (217)$$

Ferner ist:

$$P_a = P_{a_1} x_{a_1} + P_{a_2} x_{a_2} \quad (218)$$

und endlich

$$x_{a_1} + x_{a_2} = 1.$$

Nun soll P_{a_1} durch P_a und P_{a_2} ausgedrückt werden, zu welchem Zweck wie folgt verfahren werden kann:

Zuerst werden die Molenbrüche durch K ersetzt nach Gl. (215):

$$x_{a_1}^2 \cdot K = x_{a_2} = 1 - x_{a_1}.$$

Diese quadratische Gleichung gibt aufgelöst:

$$x_{a_1} = \frac{\sqrt{4K+1}-1}{2K}, \quad x_{a_2} = 1 - x_{a_1}. \quad (219)$$

Nun kann die Gleichung (218) geschrieben werden:

$$P_{a_1} = \frac{P_a - P_{a_2} \cdot x_{a_2}}{x_{a_1}} \text{ und weil } x_{a_1} + x_{a_2} = 1 \text{ ist:}$$

$$P_{a_1} = \frac{P_a (x_{a_1} + x_{a_2}) - P_{a_2} x_{a_2}}{x_{a_1}}, \quad x_{a_2} = K x_{a_1}^2$$

$$= P_a + P_a \cdot \frac{K \cdot x_{a_1}^2}{x_{a_1}} - \frac{P_{a_2} \cdot x_{a_1}^2 \cdot K}{x_{a_1}}$$

$$= P_a + P_a \cdot K x_{a_1} - P_{a_2} x_{a_1} \cdot K.$$

Für x_{a_1} K den Wert aus Gleichung (219) eingesetzt:

$$P_{a_1} = P_a + P_a \frac{\sqrt{4K+1}-1}{2} - \frac{P_{a_2}(\sqrt{4K+1}-1)}{2}$$

$$P_{a_1} = 0,5 [P_a(\sqrt{4K+1}+1) - P_{a_2}(\sqrt{4K+1}-1)]$$

$$P_{a_1} = 0,5 [P_a + P_{a_2} + (P_a - P_{a_2})\sqrt{4K+1}] \quad (219a)$$

Wenn hierin P_{a_2} wegen seiner Kleinheit vernachlässigt wird

$$P_{a_1} = 0,5 P_a (1 + \sqrt{4K + 1}). \quad (220)$$

Die Gleichung quadriert:

$$P_{a_1}^2 - P_{a_1} \cdot P_a = K P_a^2. \quad (221)$$

Die weitere Entwicklung kann so geschehen, daß die wahren Molenbrüche der assoziierten Flüssigkeit a ausgedrückt werden durch den analytischen Molenbruch der nicht assoziierten Flüssigkeit w.

Enthält die Mischung x_w Grammmoleküle des Stoffes w, so enthält sie auch x_{a_1} einzelne und x_{a_2} doppelte Grammmoleküle des assoziierten Stoffes a und die doppelten wiegen auch doppelt.

Daher:

$$q_w = \frac{x_w}{x_w + x_{a_1} + 2x_{a_2}}.$$

Nun ist, wie immer angenommen wurde, die Summe der Moleküle: $x_w + x_{a_1} + x_{a_2} = 1$, daher vereinfacht sich diese Gleichung in:

$$q_w = \frac{x_w}{1 + x_{a_2}} \quad (222)$$

Aus $q_a + q_w = 1$ folgt:

$$q_a = (1 - q_w) = \frac{(1 + x_{a_2}) - x_w}{1 + x_{a_2}} = \frac{(1 + x_{a_2}) - (1 - x_{a_1} - x_{a_2})}{1 + x_{a_2}}$$

$$q_a = \frac{x_{a_1} + 2x_{a_2}}{1 + x_{a_2}} \quad (223)$$

Die Gleichung (222) liefert sofort:

$$x_{a_2} = \frac{x_w - q_w}{q_w} \quad (224)$$

Die Gleichung (223) ergibt:

$$(1 - q_w)(1 + x_{a_2}) = x_{a_1} + 2x_{a_2},$$

und wenn in diese für x_{a_2} der Wert der Gleichung (224) eingesetzt und ausgerechnet wird:

$$x_{a_1} = \frac{2q_w - x_w(q_w + 1)}{q_w} \quad (225)$$

Werden die Gleichungen (224, 225) für (215) verwertet, so erfolgt K:

$$K = \frac{(x_w - q_w)q_w^2}{q_w(2q_w - x_w(1 + q_w))^2} = \frac{(x_w - q_w)q_w}{(2q_w - x_w(1 + q_w))^2} = \frac{(x_w - q_w)q_w}{D^2} \quad (226)$$

Nach der Definition des Dolezalekschen Gesetzes ist (Gl. 216):

$$P = P_{a_1} x_{a_1} + P_{a_2} x_{a_2} + P_w x_w$$

Wird hierin P_{a_2} wegen seiner Kleinheit = 0 gesetzt, so folgt:

$$P_{a_1} = \frac{P - P_w x_w}{x_{a_1}} = \frac{(P - P_w x_w) q_w}{2q - x(1 + q_w)} = \frac{(P - P_w x_w) q_w}{D} \quad (227)$$

Nun kann die Gleichung (221) diesen Wert aufnehmen, nachdem noch K durch seinen Ausdruck aus der Gleichung (226) ersetzt ist:

$$P_{a_1}^2 - P_{a_1} P_a = \frac{(x_w - q_w) q_w \cdot P_a^2}{D^2}$$

$$\frac{(P - P_w x_w)^2 q_w^2}{D^2} - \frac{(P - P_w x_w) q_w P_a}{D} = \frac{(x_w - q_w) q_w \cdot P_a^2}{D^2}$$

$$(P - P_w x_w)^2 q_w - (P - P_w x_w) D \cdot P_a = (x_w - q_w) P_a^2$$

$$q_w P^2 - 2 \cdot P \cdot P_w x_w q_w + P_w^2 x_w^2 q_w - P \cdot P_a D + P_w P_a x_w D = x_w P_a^2 - q_w P_a^2$$

$$q_w P^2 - q_w 2 \cdot P \cdot P_w x_w + q_w P_w^2 x_w^2 - 2 q_w P \cdot P_a + P \cdot P_a \cdot x_w (q_w + 1) + P_w P_a x_w 2 \cdot q_w - P_w \cdot P_a x^2 (q_w + 1) = x_w P_a^2 - q_w P_a^2$$

$$P^2 - 2 \cdot P \cdot P_w x_w + P_w^2 x^2 - 2 \cdot P \cdot P_a + P \cdot P_a x_w \frac{(q_w + 1)}{q_w} + 2 \cdot P_w P_a x_w \frac{(q_w + 1)}{q_w} = \frac{x P_a^2}{q_w} - P_a^2 \quad (228)$$

Hierin werde gesetzt:

$$A = P^2 - 2P \cdot P_a + P_a^2$$

$$B = x^2 \left(-P_w^2 + P_w \cdot P_a \frac{(q_w + 1)}{q_w} \right)$$

$$xC = x(2P \cdot P_w - P \cdot P_a \frac{q_w + 1}{q_w} + \frac{P_a^2}{q} - 2P_w P_a)$$

und dann folgt unmittelbar:

$$x_w = \sqrt{\left(\frac{C}{2B}\right)^2 - \frac{A}{B} + \frac{C}{2B}} \quad (229)$$

Um die Gewichtsprocente des Doppelmoleküle bildenden Leichtsiedenden (a) bei einer gewissen Temperatur im Dampf aus einer bekannten Lösung ($q_a + q_w$) und Gesamtdruck P zu finden, ist demnach folgendermaßen zu verfahren: Es wird x_w aus (Gl. 229) gefunden, daraus x_{a_1} und x_{a_2} (Gl. 224, 225) und dann K (Gl. 215). Dies in die Gleichung (220) gesetzt gibt P_{a_1} und wegen $P = P_w x_w + P_{a_1} x_{a_1}$ auch $P_w \cdot x_w$. Die Gewichtsprocente im Dampf folgen dann aus Gl. (210) in die für x und P_a zu setzen ist x_{a_1} in P_{a_1} .

D. Wenn die beiden das Gemisch bildenden Flüssigkeiten sich teilweise miteinander (chemisch) verbinden¹⁾ (Abb. 37 u. 38), sind die Verhältnisse den eben erörterten ähnlich.

¹⁾ Auf eine chemische Verbindung kann im allgemeinen geschlossen werden, wenn die Flüssigkeiten bei der Mischung Wärmetönung zeigen.

Bestehen vor der Mischung nur Einzelmoleküle in beiden Einzel-
flüssigkeiten a und w, so sind ihre Einzeldampfdrucke ab und eo
und wenn sie bei der Mischung aufeinander nicht einwirken würden,

so enthielte der Dampf der Mischung auch so viele Moleküle wie beide Einzel-
dämpfe zusammen, und der Gesamtdruck der Mischungen (bei gleicher Temperatur)
müßte, wie in dem unter A betrachteten Fall, auf der Geraden bc'e enden. Wenn
aber einzelne Moleküle von a sich mit ebensoviele von w verbinden (und da-
durch zu je einem Molekül zusammenschmelzen), so besitzt der Mischungsdampf
nun weniger Einzelmoleküle, dafür aber eine kleine Anzahl doppelter, so daß sein
Gesamtdruck kleiner als im Fall A wird,

und zwar am kleinsten, wenn die Mischung je die gleiche Anzahl von
Molekülen an Einzelstoffen enthält. Je mehr Moleküle der einen oder

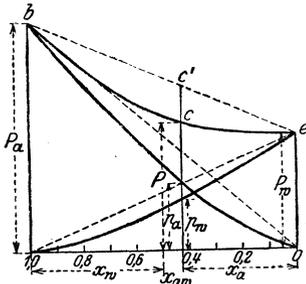


Abb. 37.

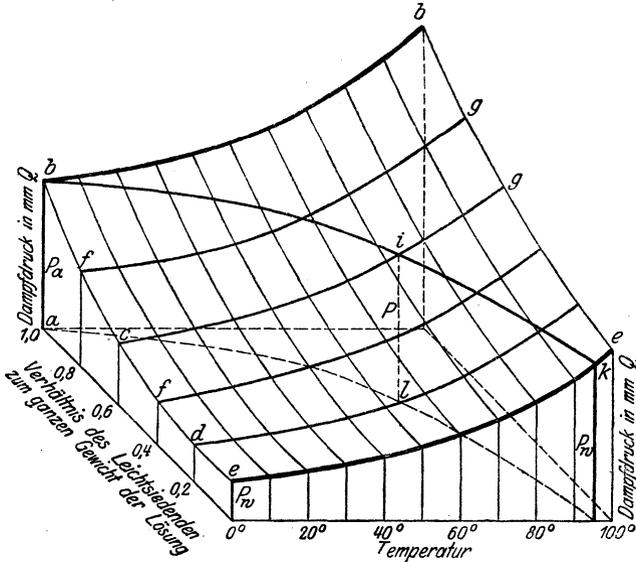


Abb. 38.

der andern Flüssigkeit in der Mischung enthalten sind, desto mehr nähert sich dann der Gesamtdruck P dem Einzeldruck dieser Flüssigkeit. So entsteht die nach oben konkave Linie bce , deren tiefster Punkt in der Mitte liegt. Wie die Abb. 33 und 36 stellt auch Abb. 38 in

den Linien bb, fg, ee gleichsam ein perspektivisches Bild des Dampfdruckes über Lösungen, die eine teilweise Verbindung angeben, dar.

Auch hier sind die analytischen Molenbrüche:

$$q_a = \frac{n_a}{n_a + n_w}, \quad q_w = \frac{n_w}{n_a + n_w} \quad \text{und} \quad q_a + q_w = 1$$

und die wahren Molenbrüche, wenn ν ihre Anzahl bedeutet:

$$\left. \begin{aligned} x_a &= \frac{\nu_a}{\nu_a + \nu_{aw} + \nu_w}, & x_a &= \nu_a, \\ x_{aw} &= \frac{\nu_{aw}}{\nu_a + \nu_{aw} + \nu_w}, & x_{aw} &= \nu_{aw}, \\ x_w &= \frac{\nu_w}{\nu_a + \nu_{aw} + \nu_w}, & x_w &= \nu_w \end{aligned} \right\} \quad (231)$$

weil auch $x_a + x_{aw} + x_w = 1$ ist.

Ferner ist ähnlich wie früher:

$$\begin{aligned} q_a &= \frac{\nu_a + \nu_{aw}}{(\nu_a + \nu_{aw}) + (\nu_w + \nu_{aw})} = \frac{\nu_a + \nu_{aw}}{1 + \nu_{aw}} = \frac{x_a + x_{aw}}{1 + x_{aw}}, \\ q_w &= \frac{\nu_w + \nu_{aw}}{(\nu_a + \nu_{aw}) + (\nu_w + \nu_{aw})} = \frac{\nu_w + \nu_{aw}}{1 + \nu_{aw}} = \frac{x_w + x_{aw}}{1 + x_{aw}} \end{aligned} \quad (232)$$

weil $\nu_a + \nu_{aw} + \nu_w = 1$ ist.

Damit entsteht:

$$\begin{aligned} x_a + x_{aw} &= q_a + q_a x_{aw}, & x_a &= q_a - q_w x_{aw}, \\ x_w + x_{aw} &= q_w + q_w x_{aw}, & x_w &= q_w - q_a x_{aw} \end{aligned} \quad (233)$$

Um das Verhältnis zwischen den verbundenen und den nicht verbundenen Molekülen zu finden, kann auch hier das Massenwirkungsgesetz helfen, das hier die Form annimmt:

$$K = \frac{x_{aw}}{x_a x_w}, \quad (234)$$

worin K wieder den gesuchten Festwert bedeutet.

Um diese Größe von K (für eine bestimmte Temperatur) zu er rechnen, müssen wieder in diesen Gleichungen die wahren Molenbrüche x_a , x_w , x_{aw} durch den ganzen Druck P und die Teildrucke p_a , p_w , p_{aw} ersetzt werden.

Nach dem Dolezaleschen Gesetz sind die wahren Teildrucke p_a , p_w , p_{aw} gleich den Sättigungsdrucken der reinen Flüssigkeiten P_a , P_w und der reinen Mischung P_{aw} , multipliziert mit den wahren Molenbrüchen x_a , x_w , x_{aw} , und der Gesamtdruck P ist gleich der Summe der Teildrucke:

$$\begin{aligned} p_a &= P_a \cdot x_a, & p_w &= P_w \cdot x_w, & p_{aw} &= P_{aw} \cdot x_{aw}, \\ P &= P_a \cdot x_a + P_w \cdot x_w + P_{aw} \cdot x_{aw} \end{aligned} \quad (235)$$

Oder wenn die wahren Molenbrüche durch die analytischen ersetzt werden nach den Gleichungen (233):

$$\begin{aligned} P &= P_a q_a - P_a \cdot q_w \cdot x_{aw} + P_w \cdot q_w - P_w \cdot q_a \cdot x_{aw} + P_{aw} \cdot x_{aw}, \\ P &= P_a \cdot q_a + P_w \cdot q_w + x_{aw}(P_{aw} - P_a q_w - P_w q_a), \\ x_{aw} &= \frac{P_a q_a + P_w q_w - P}{P_w q_a + P_a q_w - P_{aw}} \end{aligned} \quad (236)$$

Nach den Gleichungen (233) ist aber:

$$\frac{x_a - q_a}{q_w} = -x_{aw}, \quad \frac{x_a - q_w}{q_a} = -x_{aw} \quad (237)$$

und deshalb folgt:

$$x_a = q_a - \frac{q_w P_a q_a + q_w P_w q_w - q_w P}{P_w q_a + P_a q_w - P_{aw}} \quad (238)$$

Wird die Gleichung ausgerechnet und für $q_w = 1 - q_a$ gesetzt, so erscheint:

$$\begin{aligned} x_a &= \frac{P \cdot q_w - P_{aw} q_a + P_w (2q_a - 1)}{P_w q_a + P_a q_w - P_{aw}} \\ x_w &= \frac{P q_a - P_{aw} q_w + P_a \cdot (2q_w - 1)}{P_w \cdot q_a + P_a q_w - P_{aw}} \end{aligned}$$

und endlich der Festwert des Massenwirkungsgesetzes K:

$$K = \frac{(P_a q_a + P_w q_w - P) \cdot (P_w q_a + P_a q_w - P_{aw})}{(P \cdot q_w - P_{aw} q_a + P_w (2q_a - 1)) \cdot (P \cdot q_a - P_{aw} q_w + P_a (2q_w - 1))} \quad (239)$$

Hierin sind P_a und P_w die bekannten Sättigungsdrucke der Einzelstoffe, P ist der angenommene Gesamtdruck für den die Teildrucke (und schließlich die Teilgewichte des Dampfgemisches) berechnet werden sollen, q_a und q_w sind die analytischen Molenbrüche. Mit Hilfe von K kann jetzt der wahre Molenbruch x_{aw} gefunden werden, denn es ist nach den Gleichungen (233, 234):

$$\begin{aligned} K &= \frac{x_{aw}}{x_a \cdot x_w} = \frac{x_{aw}}{(q_a - q_w x_{aw})(q_w - q_a x_{aw})} \quad (240) \\ \frac{K \cdot q_a \cdot q_w}{K \cdot q_a \cdot q_w} &= \frac{K \cdot q_w \cdot q_w \cdot x_{aw}}{K \cdot q_a \cdot q_w} + \frac{K q_a \cdot q_a \cdot x_{aw}}{K \cdot q_a \cdot q_w} - x_{aw}^2 + \frac{x_{aw}}{K q_a q_w} \\ x_{aw}^2 - x_{aw} \left(\frac{q_w}{q_a} + \frac{q_a}{q_w} + \frac{1}{K \cdot q_a q_w} \right) &= -1 \\ x_{aw} &= \frac{q_w}{2q_a} + \frac{q_a}{2q_w} + \frac{1}{2K q_a q_w} - \sqrt{\left[\frac{q_w}{2q_a} + \frac{q_a}{2q_w} + \frac{1}{2K q_a q_w} \right]^2 - 1} \\ q_w^2 + q_a^2 &= (q_a + q_w)^2 - 2q_a q_w = 1 - 2q_a q_w \\ x_{aw} &= \left(\frac{q_a^2 + q_w^2}{2q_a \cdot q_w} + \frac{1}{2K q_a q_w} \right) - \sqrt{\frac{1}{(2K q_a q_w)^2} [(1 - 2q_a q_w)K + 1]^2 - 1} \end{aligned}$$

$$x_{aw} = \frac{1}{2 \cdot K \cdot q_a \cdot q_w} [(1 + K(1 - 2q_a q_w)) - \sqrt{(1 + K(1 - 2q_a q_w))^2 - (2K q_a q_w)^2}]$$

$$x_{aw} = \frac{1}{2 \cdot K \cdot q_a \cdot q_w} [(1 + K(1 - 2q_a q_w)) - \sqrt{1 + 2K - 4q_a q_w K^2 + K^2 - 2K \cdot 2 \cdot q_a q_w + 4K^2 q_a^2 q_w^2 - 4K^2 q_a^2 q_w^2}]$$

$$x_{aw} = \frac{1}{2 \cdot K \cdot q_a \cdot q_w} [(1 + K(1 - 2q_a q_w)) - \sqrt{(1 + K)(1 + K(1 - 4 \cdot q_a q_w))}] \quad (241)$$

$$x_a = q_a - q_w \cdot x_{aw}, \text{ nach Gleichung (233)}$$

$$x_w = q_w - q_a \cdot x_{aw}$$

Sind auf diese Weise die wahren Molenbrüche des flüssigen Gemisches (für eine bestimmte Temperatur) errechnet, so finden sich die Teildrucke des aus dem Gemisch aufsteigenden Dampfes als Produkte aus den Sättigungsdrucken der reinen Flüssigkeiten mit diesen wahren Molenbrüchen:

$$p_a = P_a \cdot x_a \quad p_w = P_w x_w \quad p_{aw} = P_{aw} \cdot x_{aw}$$

$$P = p_a + p_w + p_{aw} = P_a x_a + P_w x_w + P_{aw} \cdot x_{aw}. \quad (242)$$

Hieraus kann dann nach der Gleichung (210) ohne weiteres die prozentliche Zusammensetzung des Dampfes über der Lösung mit bekanntem analytischen Molenbruch bestimmt werden.

Beispiel. Es wird hier die Gaskurve der Lösungen von Äthyläther und Chloroform bei dem Druck von 760 mm/Q bestimmt, deren Bestandteile sich bei der Mischung zum Teil chemisch verbinden.

Die Moleküllzahlen sind für Äthyläther ($C_4 H_{10} O$) = $m_a = 74$,
für Chloroform ($CHCl_3$) = $m_c = 119,4$.

Die Sättigungsdrücke sind von Regnault für 30°, 40°, 50°, 60° mitgeteilt und daraus vom Verfasser für 35°, 45°, 47,5°, 55° interpoliert:

	bei 30°	35°	40°	45°	47,5°	50°	55°	60° C
Äther:	634,8	770	907	1080	1173	1265	1480	1725 mm/Q
Chloroform:	247,5	295	369	465	520	575	670	755 „

Der Festwert des Massenwirkungsgesetzes K^1 ist für 33,25°: $K_1 = 2,36$, für 60°: $K_2 = 1$ und kann für zwischenliegende Temperaturen T_1 und T_2 bestimmt werden nach einer Formel von van't Hoff, die lautet:

$$\frac{d \ln K}{dT} = - \frac{Q}{RT^2} \quad (243)$$

und in der bedeutet: T = abs. Temperatur, Q = Verbindungswärme, $R = 1,985$ die Gaskonstante. Wenn die Formel entwickelt wird, so entsteht:

1) F. Dolezalek, Zeitschr. f. physik. Chemie 83, Heft 1.

$$d \ln K = - \left(\frac{Q}{R} \right) \frac{dT}{T}$$

$$\left[\ln K \right]_{T_1}^{T_2} = - \frac{Q}{R} \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{T^2} = \frac{Q}{R} \left[\frac{1}{T} \right]_{T_1}^{T_2}$$

$$\ln K_2 - \ln K_1 = \left(\frac{Q}{R} \right) \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right] = - \frac{Q}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 \cdot T_1}$$

$$2,303 \log K_2 - 2,303 \log K_1 = - \left(\frac{Q}{R} \right) \frac{T_2 - T_1}{T_2 \cdot T_1} \quad (244)$$

Durch Einsetzung der bekannten Werte von K_1 , K_2 , T_1 , T_2 kann $\frac{Q}{R}$ gefunden werden und hieraus dann mit Hilfe von $K_1 = 1$ bei 60° ($\log 1 = 0$) die für Temperaturen zwischen $33,25^\circ$ und 60° liegenden noch unbekanntem Werte von K_2 , die hier gerade in Betracht kommen, weil die betrachteten Gemische unter atmosphärischem Druck zwischen 35° und 60° siedend.

Für $T_1 = 273 + 33,25 = 306,25^\circ$ — $T_2 = 273 + 60 = 333^\circ$ wird nach Gleichung (244) $\left(\frac{Q}{R} \right) = 3274$ und dies wieder in Gleichung (244) eingesetzt mit $T_1 = 313 - 318 - 320,5 - 323 - 328^\circ$ ergibt die 5 Festwerte $K_{40^\circ} = 1,894$, $K_{45^\circ} = 1,587$, $K_{47,5^\circ} = 1,467$, $K_{50^\circ} = 1,353$, $K_{55^\circ} = 1,152$. Mit diesen Werten werden für die Errechnung der analytischen Molenbrüche q_a , q_w nach Gleichung (239) folgende Formeln gefunden:

$$\begin{aligned} \text{für } 40^\circ \quad 1,894 &= \frac{[907 \cdot q_a + 369(1 - q_a) - 760] \cdot [907(1 - q_a) + 369 \cdot q_a]}{[760(1 - q_a) + 369(2q_a - 1)] \cdot [760 \cdot q_a + 907(2q_a - 1)]} \\ \text{„ } 45^\circ \quad 1,587 &= \frac{[1080 q_a + 465(1 - q_a) - 760] \cdot [1080(1 - q_a) + 465 q_a]}{[760(1 - q_a) + 465(2q_a - 1)] \cdot [760 q_a + 1080(2q_a - 1)]} \\ \text{„ } 47,5^\circ \quad 1,467 &= \frac{[1173 q_a + 520(1 - q_a) - 760] \cdot [1173(1 - q_a) + 520 q_a]}{[760(1 - q_a) + 520(2q_a - 1)] \cdot [760 q_a + 1173(2q_a - 1)]} \\ \text{„ } 50^\circ \quad 1,355 &= \frac{[1264,8 q_a + 575(1 - q_a) - 760] \cdot [1080(1 - q_a) + 575 q_a]}{[760(1 - q_a) + 575(2q_a - 1)] \cdot [760 \cdot q_a + 1264,8(2q_a - 1)]} \\ \text{„ } 55^\circ \quad 1,152 &= \frac{[1480 q_a + 670(1 - q_a) - 760] \cdot [1480(1 - q_a) + 670 q_a]}{[760(1 - q_a) + 670(2q_a - 1)] \cdot [760 \cdot q_a + 1480(2q_a - 1)]} \end{aligned}$$

Wenn aus diesen 5 Gleichungen jedesmal der Wert des analytischen Molenbruchs q_a herausgeschält wird, so entstehen 3 Gleichungen von der Form:

$$a = b q_a + c q_a^2 \quad q_a = \sqrt{\frac{a}{c} + \left(\frac{b}{2c} \right)^2} - \frac{b}{2c} \quad (245)$$

in denen bedeuten:

$$a = P_a (P_w - P_a) (1 + K)$$

$$b = P \cdot P_w (1 - K) - P \cdot P_a (1 + 3K) + P_a \cdot P_w (2 + 4K) + P^2 - K - P_w^2 - P_a^2$$

$$c = P_a^2 + P_w^2 - P_a \cdot P_w (2 + 4K) + 2K \cdot P (P_a + P_w) - P^2$$

Werden hier die Zahlenwerte eingesetzt, und zwar

	bei 40°	45°	$47,5^\circ$	50°	55° C	
$P = 760$, $P_a = 907$		1080	1173	1265	1480	mm/Q
$P_w = 369$		465	590	575	670	„
$K_{45^\circ-55^\circ} = 1,894$		1,587	1,467	1,355	1,152	„

so erfolgen die nachstehenden Größen für a, b, c

$a_{40} = -1024500$	$b_{40} = -1514910$	$c_{40} = + 341310$
$a_{45} = - 823620$	$b_{45} = -1205725$	$c_{45} = + 20085$
$a_{47,5} = - 695900$	$b_{47,5} = - 897515$	$c_{47,5} = - 212700$
$a_{50} = - 550000$	$b_{50} = - 765060$	$c_{50} = - 450475$
$a_{55} = - 264150$	$b_{55} = - 546469$	$c_{55} = - 819670$

Diese Zahlen in die Gleichungen (245)¹⁾ für die 5 Temperaturen gesetzt liefern:

$$q_a = 0,823 \quad 0,700 \quad 0,620 \quad 0,531 \quad 0,321$$

Das sind die analytischen Molenbrüche des Äthers in der Lösung, wenn $P = 760 \text{ mm/Q}$ gewählt wurde und hieraus folgen die Gewichtsprozente darin:

mit Hilfe der Gleichung: $A \% = \frac{q_a \cdot m_a \cdot 100}{q_a m_a + q_w m_w}$

$$A \% = 70,29 \% \quad 59,05 \% \quad 50,03 \% \quad 41,27 \% \quad 22,70 \%$$

Um die wahren Molenbrüche zu erhalten, müssen die Gleichungen (241) nach Einsetzung der für jede Temperatur geltenden Werte von K, P, P_a P_w ausgerechnet werden²⁾, die dann erzeugen:

$x_{aw} = 0,114$	0,200	0,203	0,204	0,130
$x_a = 0,823$	0,640	0,543	0,435	0,2328
$x_w = 0,083$	0,160	0,254	0,361	0,6373
	1,010	1,000	1,000	1,0001

Die Produkte dieser Zahlen mit den Einzelspannungen P_a und P_w liefern die Teildrucke p_a und p_w , deren Summe ja hier $P = 760$ sein soll, da dieser Druck zugrunde gelegt ist. Es stellt sich eine Ungenauigkeit von $0,14 \div 1,0 \%$ heraus, vielleicht verursacht durch nicht berücksichtigte Dezimalstellen. Das Mittel weicht, wie Probe zeigt, von 760 mm nur um $\sim 0,274 \%$ ab.

$p_a^3) = 728,3$	691,2	636	550	344	mm/Q
$p_w = 30,6$	74,4	121,8	207,5	426,7	„
$P = 758,9$	765,6	757,8	757,5	770,7	„

Der Äthergehalt im Dampf in Gewichtsprozenten ist dann nach der Formel

$$a \% = \frac{P_a \cdot m_a \cdot 100}{P_a m_a + P_w m_w}$$

$$a \% = 93,2 \% \quad 85,3 \% \quad 76,5 \% \quad 62,2 \% \quad 33,3 \%$$

Mit den vorher errechneten Angaben über $A \%$ in der Lösung ist hieraus die Gaskurve IV in der Abb. 34 dargestellt.

1) Z. B. $q_{a40} = \sqrt{\frac{-0,0245}{0,341} + \left(\frac{-0,515}{0,682}\right)^2} - \frac{-0,515}{0,683} = 0,823.$

2) Z. B. $x_{aw40} = \frac{1}{2 \cdot 0,823 \cdot 0,177 \cdot 1,894} \left[(1 + 1,894(1 - 2 \cdot 0,823 \cdot 0,177)) - \sqrt{(1 + 1,894)[1 + 1,894(1 - 4 \cdot 0,823 \cdot 0,177)]} \right] = 0,114.$

3) Z. B. $\left. \begin{aligned} 0,803 \cdot 907 &= 728,3 \\ 0,083 \cdot 369 &= 30,8 \end{aligned} \right\} = 758,9 \text{ mm/Q.}$

Tabelle 1 (Tafel 1).

Vergleich der von Dan. Tyrer gefundenen (T), mit der nach der Dampfgemischen, deren Gemischteile

Tetrachlorkohlenstoff und Äther					Chloroform und Benzin			
In der Flüssigkeit Gew. % Tetrachlorkohlenstoff Chloroform	Tetrachlorkohlenstoff im Dampf Gew. %	Latente Wärme T WE	Latente Wärme H WE	Siedetemperatur ° C	Chloroform im Dampf Gew. %	Latente Wärme T WE	Latente Wärme H WE	Siedetemperatur ° C
100	100	46,85		77,73	100	59,29		61,52
90	67,8	61,60	59,60	64,65	96,1	61,83	60,59	64,30
80	47,2	68,47	65,64	55,77	90	64,50	62,79	67,00
70	34,6	73,00	72,75	50,80	83,0	67,15	64,26	69,50
60	25,4	76,75	76,39	47,25	75,0	70,13	68,04	71,75
50	18,5	79,85	79,09	44,25	65,0	73,40	71,55	73,80
40	12,7	82,15	81,41	41,65	53,0	77,15	75,76	75,58
30	8,0	84,05	83,25	39,40	40,6	81,25	80,10	77,12
20	4,28	85,50	84,70	37,60	27,2	85,55	84,82	78,40
10	1,72	86,30	85,74	36,15	13,6	90,00	89,55	79,58
0	0	86,44 ¹⁾		34,75	0	94,35		80,65

Tetrachlorkohlenstoff und Äthylacetat					Äthylbromid und Benzin			
In der Flüssigkeit Gew. % Tetrachlorkohlenstoff Äthylbrom.	Tetrachlorkohlenstoff im Dampf Gew. %	Latente Wärme T WE	Latente Wärme H WE	Siedetemperatur ° C	Äthylbromid im Dampf Gew. %	Latente Wärme T WE	Latente Wärme H WE	Siedetemperatur ° C
100	100	47,20		75,92	100	59,85		38,38
90	90,2	51,20	50,97	74,83	97,6	60,85	60,70	49,90
80	80,4	55,22	54,72	74,29	94,6	61,85	61,74	56,72
70	70,4	59,20	59,00	74,10	91,0	63,0	62,98	61,76
60	60,4	63,25	63,14	74,10	86,4	64,6	64,34	65,86
50	51,1	67,35	66,86	74,35	80,4	66,7	66,63	69,10
40	41,2	71,35	71,02	74,72	72,0	69,9	69,52	71,75
30	31,2	75,45	75,08	75,12	61,4	74,1	73,18	74,13
20	21,1	79,60	79,28	75,58	46,8	79,80	78,21	76,30
10	10,7	83,70	83,56	76,05	26,6	86,60	85,17	78,33
0	0	87,97		76,50	0	94,35		80,25

¹⁾ Wird von anderen auch = 84,5 bis 91,11 angegeben.

Spezifische Wärme bei 20° C

Tetrachlorkohlenstoff = 0,62724 Chloroform = 0,67219
 Äther = 1,4015 Benzin = 1,13815.

Tabelle 1 (Tafel 1).

Gleichung $C = a\alpha + b\beta$ berechneten (H) Verdampfungswärme von auf einander nicht chemisch einwirken.

Benzin und Äthylalkohol					Chloroform und Methylalkohol			
In der Flüssigkeit	Benzin im Dampf	Latente Wärme T	Latente Wärme H	Siedetemperatur	Chloroform im Dampf	Latente Wärme T	Latente Wärme H	Siedetemperatur
Gew. %	Gew. %	WE	WE	°C	Gew. %	WE	WE	°C
100	100	94,45	94,43	79,75	100	59,32	59,32	61,37
90	76,4	101,0	105,05	69,54	88,7	80,0	79,72	53,65
80	71,4	111,6	115,56	68,20	84,2	104,0	100,1	53,66
70	68,7	124,5	126,11	67,76	81,5	125,2	120,54	54,52
60	66,0	137,4	136,67	67,97	78,0	143,4	140,95	55,94
50	62,4	150,6	147,22	68,41	72,3	161,6	161,36	57,52
40	58,2	163,9	157,78	69,00	64,0	180,2	181,76	59,07
30	52,4	176,7	168,33	70,26	54,1	200,6	201,1	60,68
20	44,0	188,3	178,60	71,86	41,7	221,0	222,5	62,38
10	31,4	195,8	189,44	74,40	25,2	242,3	242,99	64,05
0	0	200,3	200,3 ¹⁾	78,12	0	263,4 ²⁾	263,4	64,86

Chloroform und Aceton					Tetrachlorkohlenstoff und Äthylalkohol			
In der Flüssigkeit	Chloroform im Dampf	Latente Wärme T	Latente Wärme H	Siedetemperatur	Tetrachlorkohlenstoff im Dampf	Latente Wärme T	Latente Wärme H	Siedetemperatur
Gew. %	Gew. %	WE	WE	°C	Gew. %	WE	WE	°C
100	100	59,34	59,32	61,25	100	46,85	46,85	75,92
90	94,7	72,3	65,77	63,02	87,1	67,1	60,17	64,30
80	81,5	78,1	72,23	63,84	83,2	82,5	77,48	63,88
70	65,9	83,7	78,69	63,41	81,5	97,7	92,79	64,42
60	52,3	90,2	85,14	62,19	79,4	112,5	108,11	65,32
50	39,8	96,8	91,60	61,03	76,8	127,2	123,42	66,64
40	29,4	103,1	98,06	59,91	72,0	141,7	138,74	68,35
30	20,3	108,9	104,57	58,83	64,7	157,0	154,05	70,25
20	12,35	114,1	110,97	57,79	54,6	171,5	169,37	72,44
10	5,30	119,1	117,43	57,00	40,0	186,0	184,68	74,82
0	0	123,88	123,88	55,97	0	200,3	200,3	77,91

¹⁾ Andrews = 202,4 — Wirtz = 205,1 — Brown 216,4.

²⁾ Andrews = 263,7 — Wirtz = 267,5 — Brown 262,2.

Das Leichtersiedende ist gesperrt.

Tabelle 2 (Tafel 17).

Alkoholgehalt der flüssigen Alkoholwassermischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{w}{a} = f$ und der Dämpfe $\frac{w_d}{a_d} = f_d$; Werte von $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$. $\alpha = 205$.
 $\beta = 544$.

Die Prozentzahlen nach H. Bergström vom Verfasser verdichtet.

Siede- temp. ° C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
	95	0,0526	95	0,0526	—	—
	94,5	0,0582	94,6	0,0571	215300	214526
	94,4	0,0593	94,5	0,0582	215433	214530
	94	0,0638	94,2	0,0616	108935	108346
	93,8	0,0661	94	0,0638	104718	104115
	93,5	0,0695	93,8	0,0661	71418	70850
	93,1	0,0741	93,5	0,0695	63278	62756
	93	0,0753	93,4	0,0707	53456	52914
	92,5	0,0811	93	0,0753	42945	42395
	92	0,0870	92,6	0,0799	35482	34988
	91,85	0,0887	92,5	0,0811	33249	32782
	91,5	0,0929	92,25	0,0840	28695	28150
	91,2	0,0965	92	0,0870	27090	26542
	91	0,0990	91,9	0,0881	23905	23364
	90,5	0,1050	91,5	0,0929	21805	21255
	90	0,1111	91,2	0,0965	18200	17756
	89,8	0,1136	91	0,0990	17200	16836
	89,5	0,1173	90,85	0,1007	16234	15678
	89,3	0,1198	90	0,1025	15827	15275
	89	0,1236	90,5	0,1050	14810	14236
	88,5	0,1299	90,15	0,1093	13505	12960
	88	0,1364	89,8	0,1138	12398	11840
	87,5	0,1429	89,5	0,1173	11018	10482
	87	0,1494	89,20	0,1211	10189	9568
	86,8	0,1521	89	0,1236	10068	9543
	86,5	0,1561	88,9	0,1249	9289	8741
	86	0,1628	88,6	0,1287	8604	8055
79,1	85,5	0,1696	88,3	0,1325	8010	7466
[78,4]	85	0,1765	88	0,1364	7503	6958
	84,5	0,1834	87,75	0,1396	6959	6410
	84	0,1905	87,5	0,1429	6480	5934
	83,5	0,1976	87,2	0,1468	6146	5603
	83,1	0,2034	87	0,1494	5840	5297
	83	0,2048	87,10	0,1494	5705	5155
79,2	82,5	0,2121	86,75	0,1527	5386	4840
79,3	82	0,2195	86,50	0,1561	5116	4549

Siede- temp. ° C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
	81,5	0,2270	86,2	0,1601	4906	4365
	81,1	0,2331	86	0,1628	4714	4186
79,4	81	0,2346	85,95	0,1634	4660	4131
	80,5	0,2422	85,7	0,1669	4468	3925
	80	0,2500	85,5	0,1696	4237	3686
	79,5	0,2579	85,25	0,1729	4056	3497
79,55	79	0,2658	85	0,1765	3955	3372
	78,5	0,2739	84,8	0,1793	3732	3177
	78	0,2821	84,6	0,1820	3585	3040
	77,9	0,2837	84,5	0,1834	3579	3033
	77,5	0,2903	84,35	0,1854	3471	2921
79,7	77	0,2987	84,2	0,1877	3310	2765
	76,5	0,3072	84	0,1905	3170	2629
	76	0,3158	83,8	0,1933	3074	2529
	75,5	0,3245	83,6	0,1962	2970	2427
	75,3	0,3280	83,55	0,1968	2920	2377
79,75	75	0,3333	83,5	0,1976	2846	2303
[79,2]	74,5	0,3423	83,3	0,2005	2727	2206
	74	0,3514	83,1	0,2034	2674	2130
	73,5	0,3605	82,9	0,2063	2602	2058
79,95	73	0,3699	82,7	0,2092	2537	1991
	72,5	0,3793	82,55	0,2115	2451	1907
	72	0,3889	82,4	0,2136	2377	1833
	71,5	0,3986	82,20	0,2166	2314	1771
80,1	71	0,4085	82	0,2195	2258	1716
	70,5	0,4184	81,85	0,2217	2200	1656
80,2	70	0,4286	81,7	0,2240	2141	1594
	69,5	0,4389	81,50	0,2270	2092	1550
80,3	69	0,4493	81,3	0,2300	2048	1504
	68,5	0,4599	81,10	0,2331	2006	1462
80,4	68	0,4706	80,9	0,2361	1963	1418
	67,5	0,4815	80,75	0,2382	1918	1375
	67	0,4925	80,6	0,2407	1876	1332
	66,5	0,5038	80,45	0,2430	1838	1294
80,5	66	0,5152	80,30	0,2453	1800	1254
	65,5	0,5267	80,2	0,2469	1759	1213
80,6	65	0,5385	80	0,2500	1720	1180
	64,5	0,5504	79,9	0,2516	1684	1140
80,65	64	0,5625	79,89	0,2531	1647	1103
	63,5	0,5748	79,70	0,2547	1614	1072
80,75	63	0,5873	79,6	0,2563	1583	1040
	62,5	0,6000	79,45	0,2586	1556	1011
[80,35]	62	0,6129	79,3	0,2610	1528	984
	61,5	0,6260	79,2	0,2626	1450	956

Siede- temp. ° C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
80,95	61	0,6393	79,1	0,2642	1477	930
81	60,5	0,6529	79	0,2658	1444	901
	60	0,6667	78,9	0,2674	1418	876
	59,5	0,6807	78,8	0,2690	1397	853
81,1	59	0,6949	78,7	0,2707	1370	828
	58,5	0,7094	78,55	0,2731	1351	810
81,2	58	0,7241	78,4	0,2755	1335	790
	57,5	0,7391	78,3	0,2771	1311	767
	57	0,7544	78,2	0,2787	1292	748
	56,5	0,7699	78,1	0,2804	1296	744
81,3	56	0,7857	78	0,2821	1254	709
	55,5	0,8018	77,9	0,2837	1237	693
81,4	55	0,8182	77,8	0,2854	1218	675
	54,5	0,8349	77,65	0,2878	1202	657
[80,9]	54	0,8519	77,5	0,2903	1189	645
81,55	53,5	0,8692	77,4	0,2920	1172	628
81,6	53	0,8868	77,3	0,2937	1154	612
	52,5	0,9048	77,2	0,2953	1143	599
81,7	52	0,9231	77,1	0,2970	1124	582
	51,5	0,9418	77	0,2987	1111	568
[81,5]	51	0,9608	76,90	0,3004	1098	555
81,8	50,5	0,9802	76,8	0,3021	1084	542
81,9	50	1,0000	76,7	0,3038	1075	530
	49,5	1,0202	76,55	0,3063	1062	519
82	49	1,0408	76,40	0,3089	1047	506
	48,5	1,0619	76,30	0,3106	1040	495
[81,8]	48	1,0833	76,2	0,3123	1028	483
	47,5	1,1008	76,05	0,3145	1022	477
82,28	47	1,1277	75,9	0,3175	1004	464
82,50	46,5	1,1505	75,75	0,3199	999	454
	46	1,1739	75,7	0,3210	983	444
	45,5	1,1978	75,5	0,3251	978	435
[82,1]	45	1,2222	75,4	0,3263	969	425
	44,5	1,2472	75,30	0,3280	960	412
82,6	44	1,2727	75,2	0,3298	950	407
	43,5	1,2989	75	0,3333	939	397
82,65	43	1,3256	74,9	0,3351	935	390
	42,5	1,3529	74,75	0,3375	928	383
[82,35]	42	1,3810	74,6	0,3405	918	375
	41,5	1,4096	74,5	0,3423	909	367
82,95	41	1,4390	74,3	0,3459	902	359
83	40,5	1,4691	74,15	0,3483	893	351
83,1	40	1,5000	74	0,3514	889	345
	39,5	1,5317	73,9	0,3532	876	337

Siede- temp. °C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
83,3	39	1,5641	73,8	0,3550	869	330
	38,5	1,5974	73,7	0,3569	862	322
83,4	38	1,6316	73,6	0,3587	857	314
[83]	37,6	1,6596	73,55	0,3593	850	308
	37,5	1,6667	73,50	0,3605	849	307
83,5	37	1,7027	73,4	0,3624	840	300
	36,5	1,7397	73,25	0,3649	833	293
83,7	36	1,7778	73,1	0,3680	829	288
	35,5	1,8169	73	0,3699	823	281
	35	1,8571	72,8	0,3736	819	275
83,9	34,5	1,8986	72,65	0,3761	809	268
83,85	34	1,9412	72,5	0,3793	807	263
84,15	33,5	1,9851	72,35	0,3818	801	257
	33	2,0303	72,2	0,3850	794	252
	32,5	2,0769	72,05	0,3876	791	246
	32,3	2,0960	72	0,3889	786	243
84,3	32	2,1250	71,9	0,3908	784	241
	31,5	2,1746	71,75	0,3934	782	235
[83,9]	31	2,2258	71,60	0,3967	773	230
	30,8	2,2468	71,5	0,3986	771	228
	30,5	2,2787	71,4	0,4006	767	225
84,7	30	2,3333	71,2	0,4045	763	221
	29,5	2,3898	71	0,4085	758	216
84,8	29	2,4483	70,8	0,4129	750	210
	28,5	2,5088	70,6	0,4164	748	206
	28,3	2,5336	70,55	0,4174	745	204
85	28	2,5714	70,5	0,4184	743	201
	27,5	2,6364	70,25	0,4235	738	197
85,2	27	2,7037	70	0,4286	735	192
	26,5	2,7736	69,7	0,4347	732	189
85,4	26	2,8462	69,5	0,4389	729	185
	25,5	2,9063	69,3	0,4430	724	181
85,7	25	3,0000	69	0,4493	720	176
	24,5	3,0816	68,7	0,4556	716	172
	24,1	3,1494	68,5	0,4599	713	169
[85,4]	24	3,1667	68,4	0,4620	712	168
	23,5	3,2553	68,1	0,4681	709	165
	23,3	3,2919	68	0,4706	706	163
86,2	23	3,3478	67,7	0,4771	704	162
[85,9]	22,5	3,4444	67,5	0,4815	699	158
86,4	22	3,5455	67	0,4925	696	155
	21,5	3,6512	66,7	0,4993	693	155,7
86,7	21	3,7619	66,3	0,5083	690	148
	20,5	3,8781	65,9	0,5175	688	145

Siede- temp. °C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
	20,1	3,9751	65,7	0,5221	683	141
87	20	4,0000	65,5	0,5267	683	141
87,05	19,5	4,1282	65	0,5383	681	138
87,4	19	4,2632	64,5	0,5504	680	136
	18,5	4,4054	64,1	0,5601	676	132
[87,3]	18,3	4,4645	63,9	0,5650	674	131
87,7	18	4,5556	63,5	0,5748	672	130
	17,5	4,7143	63	0,5873	670	127
	17,4	4,7471	62,8	0,5924	669	126
87,9	17	4,8824	62,4	0,6026	667	124
	16,6	5,0241	62	0,6129	664	122
	16,5	5,0606	61,9	0,6155	664	121
88,25	16	5,2500	61,2	0,6340	661	119
	15,5	5,4516	60,6	0,6502	659	116
88,55	15,4	5,4935	60,5	0,6529	659	115
	15	5,6667	60	0,6667	647	114
	14,5	5,8966	59,5	0,6807	651	111
	14,3	5,9930	59	0,6949	652	110
	14	6,1429	58,60	0,7065	650	109
89,4	13,8	6,2464	58	0,7241	650	108
	13,5	6,4074	57,8	0,7301	649	106
	13,3	6,5188	57,5	0,7391	648	105
89,7	13	6,6923	57	0,7544	646	104
	12,5	6,9365	56,3	0,7762	644	102
90,18	12,3	7,1301	56	0,7857	641	99
	12	7,3333	55,5	0,8018	641	98
	11,5	7,6957	54,5	0,8349	637	96
90,6	11,2	7,9286	54	0,8519	636	94
	11	8,0909	53,6	0,8657	636	93
91,05	10,7	8,3458	53	0,8868	635	92
	10,5	8,5238	52,6	0,9011	634	91
	10,47	8,5600	52,5	0,9048	633	90,6
	10,2	8,8039	52	0,9231	633	90
	10	9,0000	51,6	0,9380	632	89
	9,8	9,2040	51	0,9608	631	88
91,5	9,55	9,471	50,5	0,9802	631	87
	9,5	9,526	50,4	0,9841	629	86,5
	9,35	9,700	50	1,0000	626	87,8
	9,2	9,897	49,5	1,0202	626	85
	9	10,111	49,2	1,0325	626	84,4
92,1	8,75	10,430	48,5	1,0619	626	83,5
	8,55	10,695	48	1,0833	624	82,3
	8,5	10,765	47,8	1,0921	624	82
	8,4	10,905	47,5	1,1053	618	81,3

Siede- temp. ° C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
92,6	8,2	11,195	47	1,1277	628	81,7
	8	11,500	46,3	1,1598	627	80,7
	7,9	11,658	46	1,1739	626	80,5
	7,7	11,987	45,5	1,1978	624	79,5
	7,5	12,333	45	1,2222	622	78,1
	7,35	12,605	44,5	1,2472	621	78,2
	7,2	12,889	44	1,2727	621	77,2
	7,05	13,185	43,5	1,2989	621	76,6
	7	13,286	43,3	1,3095	619	76,6
	6,9	13,493	43	1,3256	619	75,8
93,8	6,75	13,811	42,5	1,3529	618	75,5
	6,6	14,152	42	1,3810	618	74,8
	6,5	14,385	41,5	1,4096	618,2	75,2
	6,3	14,873	41	1,4390	617,2	73,55
	6,2	15,129	40,5	1,4691	616,8	73,3
	6	15,667	39,8	1,5126	616	72,5
	5,9	15,949	39,5	1,5317	615,8	71,9
	5,8	16,241	39	1,5641	615,4	72
	5,6	16,857	38,5	1,5974	613,3	70,2
	5,5	17,182	38	1,6316	613,7	70,1
94,4	5,4	17,519	37,5	1,6667	613,2	70
	5,25	18,050	37	1,7027	613	69
	5,15	18,410	36,5	1,7397	613	69
	5	19,000	36	1,7778	612	68,1
	4,9	19,408	35,5	1,8169	612	67,8
	4,8	19,833	35	1,8571	612	67,5
	4,7	20,277	34,5	1,8986	612	67,5
	4,6	20,739	34	1,9412	612	67
	4,5	21,222	33,5	1,9851	610	67,1
	4,4	21,727	33	2,0303	610	66,4
95,15	4,22	22,697	32,5	2,0769	611	66,7
	4,2	22,810	32	2,1250	610	67,5
	4,1	23,390	31,5	2,1746	608	65,7
	4	24,000	31,2	2,2051	608	64,2
	3,9	24,641	30,5	2,2787	607	62,5
	3,8	25,316	30	2,3333	607	64
	3,7	26,027	29,5	2,3898	606	63,6
	3,6	26,778	29	2,4483	606	63
	3,5	27,571	28,5	2,5088	606	62,5
	3,4	28,412	28	2,5714	605	61,7
96,6	3,3	29,303	27,5	2,6364	604	61,3
	3,2	30,250	27	2,7037	604	60,8
	3,1	31,258	26,5	2,7736	603	60,1
	3	32,333	26,3	2,8023	603	58,6

Siede- temp. ° C	Alkohol in d. Flüssigkeit Gew. %	$\frac{w}{a} = f$	Alkohol im Dampf Gew. %	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{205 + f \cdot 544}{f - f_d}$	$\frac{205 + f_d \cdot 544}{f - f_d}$
	2,95	32,898	25,5	2,9216	603	59,7
	2,98	33,722	25	3,0000	602	59,6
	2,81	34,587	24,5	3,0816	602	59,5
	2,73	35,630	24	3,1667	602	59
	2,66	36,594	23,5	3,2553	602	59,5
	2,6	37,462	23	3,3478	602	59,2
	2,5	39,000	22,5	3,444	602	58,3
	2,45	39,816	22	3,545	602	58,7
97,44	2,4	40,667	21,5	3,651	602	59,1
	2,2	42,478	20	4,000	601	61,7
	2,2	44,455	19,5	4,128	602	60,7
	2,10	46,619	19	4,263	600	59,5
	2	49,000	18,5	4,405	600	57
	1,9	51,632	18	4,555	600	56,9
	1,8	54,556	17,5	4,714	600	55,3
	1,75	56,143	16,5	4,060	600	57,6
	1,64	59,976	16	5,250	600	55,7
	1,6	61,500	15,5	5,451	600	56,3
	1,55	63,516	15	5,666	600	56,8
98,2	1,5	65,667	14,75	5,788	600	56
	1,47	67,027	14,5	5,896	600	55,6
	1,4	70,429	14	6,142	598	55
	1,3	76,923	13	6,692	597	54,6
	1,2	82,333	12,5	7,000	595	53
	1,05	94,238	11	8,090	597	53,1
	1	99,000	10,5	8,523	597	52,9
99	0,9	110,11	9,6	9,417	594	52,7
	0,8	124,06	8,72	10,46	595	51,9
	0,7	141,86	7,77	11,870	593	52,6
	0,6	165,67	6,78	13,749	594	50,6
	0,5	199,00	5,7	16,544	598	50,9
	0,4	249,00	4,52	21,124	596	50,7
	0,3	332,33	3,36	28,762	595	51,9
	0,2	499,00	2,22	44,045	594	52,7
	0,1	999,0	1,1	89,909	597	54
	0,09	1111	0,99	100,1	598	54,1
	0,08	1250	0,88	112,64	598	54,1
	0,07	1428	0,77	128,87	596	53,9
	0,06	1667	0,66	150,52	596	53,9
	0,05	2000	0,55	180,82	599	52,1
	0,04	2500	0,44	226,27	599	54,2
	0,03	3333	0,33	302,03	596	53,9
	0,02	5000	0,22	453,55	595	53,9
	0,01	10000	0,11	908,09	598	54,3

Tabelle 3.

Verdampfungswärme, Flüssigkeitswärme und Gesamtwärme der Äthylalkohol-Wasser-Mischungen.

Die Mischung enthält		Siede- temperatur °C	Verdampfungswärme			Flüssigkeitswärme von 0° C bis zum Siedepunkt von 12° C				Gesamtwärme der Mischung bis 12° C
Alkohol Gew. %	Wasser Gew. %		des Alkohols Kal.	des Wassers Kal.	der Mischung Kal.	des Alkohols. Kal.	des Wassers Kal.	der Mischung. Kal.	des Alkohols. Kal.	
100	0	78	214,5	552	214,5	50,32	78	50,32	44,73	259,2
95	5	78,33	214,3	551,6	231,1	50,6	78,33	51,98	45,02	276,1
90	10	78,66	214	551,3	247,7	50,88	78,66	53,65	46,42	294,1
85	15	79	213,8	551	264,4	51,36	79	55,55	48,06	312,4
80	20	79,5	213,4	550,9	280,7	51,73	79,5	57,28	49,52	330,2
75	25	79,8	213,1	550,7	297,5	51,96	79,8	58,91	50,59	348,10
70	30	80,1	213	550,6	314,3	52	80,1	59,43	51,14	365,4
65	35	80,6	212,6	550,3	330,8	52,51	80,6	62,04	53,49	384,3
60	40	81	212,3	550	347,4	52,89	81	64,12	58,30	402,7
55	45	81,4	212	549,5	363,8	53,19	81,4	65,78	56,70	420,5
50	50	81,9	211,6	549,1	380,3	53,59	81,9	67,49	53,14	438,4
45	55	82,5	211,3	548,9	396,9	54,91	82,5	69,65	60,03	456,9
40	60	83	210,9	548,5	413,5	54,37	83	71,54	61,96	475,4
35	65	83,8	210,3	547,8	429,6	55,06	83,8	73,74	63,60	493,2
30	70	84,7	209,7	547,5	446,1	55,58	84,7	75,96	65,55	511,6
25	75	85,6	209,1	546,6	462,2	56,20	85,6	78,25	67,58	529,8
20	80	87	208,1	545,7	478,1	57,83	87	81,16	70,22	548,3
15	85	88,5	207,1	544,9	494,1	59,00	88,5	84,07	72,87	566,9
10	90	91,3	205,1	542,6	508,8	60,90	91,3	88,26	76,83	585,6
5	95	95,1	201,1	540	523,1	63,90	95,1	93,53	81,81	604,9
0	100	100	199,1	537	537	68,18	100	100	88,00	625,0

Spezifische Wärme der Maische mit 3% Trockengehalt.

Alkoholgehalt	4	5	6	7	8	9	10	11	12%
Spezifische Wärme	0,967	0,964	0,960	0,957	0,954	0,951	0,948	0,945	0,941

ohne Trockengehalt

Alkoholgehalt	1,5	3
Spezifische Wärme	1,00	0,99

Spezifische Wärme des Wassers . . . = 1
 „ „ des Alkohols . . . = 0,68
 „ „ der Trockensubstanz = 0,333

Tabelle 4 (Abb. 12).

Nachdem $5 \div 99\%$ des Leicht siedenden der ursprünglichen Blasenfüllung als Erzeugnis von 95% Gewicht aus ihr entfernt sind, enthält der Blasenrest $a_J + w_J$ noch $p_J\%$ an Leicht siedendem.

Das ist gleich a_J Kilo, wenn die ursprüngliche Füllung in 100 kg $a = 70 \div 10$ kg an Leicht siedendem enthielt.

Von 100 Gewichtsteilen der Blasenfüllung an Leicht siedendem sind entfernt %	d =	70	60	50	40	30	20	10
0	p_J %	70	60	50	40	30	20	10
	a_J	70	60	50	40	30	20	10
5	p_J %	68,7	58,7	48,8	38,7	28,97	19,19	9,5
	a_J	66,5	57	47,5	38	28,5	19	9,5
10	p_J %	68	57,5	47,5	37,5	27,81	18,36	9,09
	a_J	63	54	45	36	27	18	9
15	p_J %	66,9	56,4	46	36,2	26,77	17,58	8,62
	a_J	59,5	51	42,5	34	25,5	17	8,5
20	p_J %	65,5	55	44,7	34,8	25,60	16,70	8,16
	a_J	56	48	40	32	24	16	8
25	p_J %	64,2	53,4	43,1	33,6	24,45	15,82	7,68
	a_J	52,5	45	37,5	30	22,5	15	7,5
30	p_J %	63	51,8	41,5	32	23,24	14,93	7,22
	a_J	49	42	35	28	21	14	7
35	p_J %	61,3	50,1	39,8	30,4	21,90	14	6,73
	a_J	45,5	39	32,5	26	19,5	13	6,5
40	p_J %	59,6	48,5	38	28,8	20,60	13,08	6,24
	a_J	42	36	30	24	18	12	6
45	p_J %	57,5	46,2	36	27,1	19,22	12,15	5,77
	a_J	38,5	33	27,5	22	16,5	11	5,5
50	p_J %	55,4	44	34	25,4	17,99	11,26	5,37
	a_J	35	30	25	20	15	10	5
55	p_J %	53	41,4	31,7	23,4	16,33	10,17	4,77
	a_J	31,5	27	22,5	18	13,5	9	4,5
60	p_J %	50,4	38,7	29,3	21,4	14,94	9,24	4,30
	a_J	28	24	20	16	12	8	4

Von 100 Gewichtsteilen der Blasenfüllung an Leichtsiedendem sind entfernt %	d =	70	60	50	40	30	20	10
	65	p _J % a _J	35,7 24,5	35,7 21	26,6 17,5	19,2 14	13,19 10,5	8,09 7
70	p _J % a _J	43,4 21	32,3 18	23,8 15	17 12	11,52 9	7,02 6	3,24 3
75	p _J % a _J	39,3 17,5	28,6 15	21,1 12,5	14,7 10	9,92 7,5	5,92 5	2,71 2,5
80	p _J % a _J	34,3 14	24,3 12	17,3 10	12 8	8,04 6	4,82 4	2,18 2
85	p _J % a _J	28,2 10,5	19,5 9	13,6 7,5	9,4 6	6,13 4,5	3,64 3	1,65 1,5
90	p _J % a _J	21 7	13,9 6	9,54 5	6,5 4	4,19 3	2,47 2	1,11 1
95	p _J % a _J	11,7 3,5	7,58 3	4,99 2,5	3,3 2	2,11 1,5	1,25 1	0,555 0,5
96	p _J % a _J	9,67 2,8	6,12 2,4	4,06 2	2,68 1,6	1,72 1,2	0,902 0,8	0,444 0,4
97	p _J % a _J	7,44 2,1	4,68 1,8	3 1,5	2,03 1,2	1,996 0,9	0,753 0,6	0,333 0,3
98	p _J % a _J	5,11 1,4	3,16 1,2	2,07 1	1,366 0,8	0,869 0,6	0,503 0,4	0,222 0,2
99	p _J % a _J	2,62 0,7	1,39 0,6	1,05 0,5	0,689 0,4	0,437 0,3	0,253 0,2	0,112 0,1

Tabelle 5 (Abb. 13).

Wenn von der ursprünglichen Blasenfüllung, die $k = 70 \div 10\%$ an Leicht siedendem enthielt, soviel als Erzeugnis von 95% Gewicht ab rektifiziert ist, daß der Blasenrest für je 100 kg der ursprünglichen Füllung (d. h. für je $70 \div 10$ kg an Leicht siedendem darin) nur noch $10 \div 0,01$ kg Leicht siedendes enthält, so zeigt dieser Rest noch $p_J\%$ von Hundert Leicht siedendem. Besteht die Mischung aus Alkohol und Wasser, so werden bis zum Gehalt von $p_J = 13 \div 12\%$ für 1 kg Alkohol $C_R = 1200$ WE, von da an mehr erforderlich; für den ganzen Rest bis 0,01% aber werden Ca · Rücklauf Wärmeeinheiten gebraucht.

Leicht siedendes im Blasenrest. Für 100 kg Füllung (d. h. für $70 \div 10$ kg Leicht siedendes darin) kg	a =	70	60	50	40	30	20	10
10	$p_J\%$	27,14	21,09	16,50	14,18	12,44	11,05	10,0
	C_B	1200	1200	1200	1200	1200	1300	1300
	Ca	19340	22300	25575	29065	32225	35355	38415
9	$p_J\%$	25,15	19,76	15,12	12,96	11,34	10,06	9,05
	C_B	1200	1200	1200	1200	1300	1300	1350
	Ca	18140	21100	24375	27965	31025	34055	37115
8	$p_J\%$	23,14	17,66	13,70	11,69	10,22	9,05	8,13
	C_B	1200	1200	1200	1300	1300	1350	1350
	Ca	16940	19900	23175	26765	29725	32705	35765
7	$p_J\%$	20,96	15,82	12,17	10,39	9,09	8,07	7,19
	C_B	1200	1200	1250	1300	1350	1400	1400
	Ca	15740	18700	21975	25465	28425	31355	34415
6	$p_J\%$	18,46	13,89	10,66	9,01	7,87	6,95	6,23
	C_B	1200	1200	1300	1350	1400	1400	1400
	Ca	14540	17500	20675	24165	27075	29955	33015
5	$p_J\%$	15,84	11,86	9,05	7,65	6,67	5,85	5,25
	C_B	1200	1300	1350	1400	1400	1450	1450
	Ca	13339	16300	19375	22815	25675	28555	31615
4	$p_J\%$	13,10	9,73	7,37	6,23	5,41	4,74	4,26
	C_B	1200	1300	1400	1400	1500	1500	1500
	Ca	12139	15000	17925	21415	24275	27105	30165
3	$p_J\%$	10,18	7,50	5,65	4,75	4,12	3,75	3,22
	C_B	1400	1500	1600	1600	1700	1750	2000
	Ca	10939	13700	16525	20015	22775	25605	28665
2	$p_J\%$	7,09	5,13	3,84	3,22	2,78	2,44	2,07
	C_B	1400	1700	2000	2700	3450	3500	3700
	Ca	9539	12200	15025	18415	21075	23855	26665
1	$p_J\%$	3,66	2,64	1,96	1,64	1,41	1,23	1,10
	C_B	314	439	577	776	853	975	1095
	Ca	8139	10499	12725	15716	18626	20757	22966

Tabelle 6.

Mittlere Verhältnisse von Flüssigkeit und Dampf bei Abtrieben.

Alkoholgehalt am Anfang und am Ende des Abtriebes % Gew.	Verhältnis des Abzutreibenden beim Beginn des Abtriebes f_0	Mittleres Verhältnis		Unterschied zwischen f_0 u. f_{II} mittel $f_0 - f_{II}$ mittel	Wert des Bruches $\frac{\alpha - f_{II} \text{ mittel}}{f_0 - f_{II} \text{ mittel}}$
		des Abzu- treibenden f_I mittel	im Dampf des Abzutreibenden f_{II} mittel		
1 ÷ 0,059	99	435	36,30	62,7	206
1,62 ÷ 0,059	61	247	21	40	288
2,42 ÷ 0,059	40	197	16	24	371
4,24 ÷ 0,059	22,69	126,9	10,257	12,433	461
5,25 ÷ 0,059	18	97	8,3	9,7	483
6,10 ÷ 0,059	15	82,33	7	8	500
7,24 ÷ 0,059	12,87	71,88	5,987	6,883	520
10 ÷ 0,059	9	55,31	4,85	4,15	630
15 ÷ 0,059	5,667	33,67	2,919	2,748	645
20 ÷ 0,059	4	23,34	2,094	1,906	706
25 ÷ 0,059	3	17,502	1,618	1,382	785
30 ÷ 0,059	2,333	12,86	1,245	1,088	819
35 ÷ 0,059	1,857	10,291	1,041	0,816	944
40 ÷ 0,059	1,5	8,39	0,890	0,610	1130
45 ÷ 0,059	1,222	6,618	0,752	0,470	1308
50 ÷ 0,059	1	5,073	0,6295	0,3705	1479

Tabelle 7.

Wenn eine Mischung von $a + w = 50 + 50$ so verdampft wird, daß der Dampf den Rest gleich verläßt und jedesmal 1 kg Alkohol entführt (oder von 15% ab $\frac{1}{2} - \frac{1}{4} = 0,2 - 0,01$ kg), so behält der Rest soviel Kilo Alkohol, als die erste Spalte sagt, und die zweite Spalte gibt sein Verhältnis. Die dritte Spalte ist das Verhältnis des Dampfes, die vierte zeigt den Prozentgehalt des Restes, die fünfte Spalte endlich das mittlere Verhältnis des Restes zwischen den Kreuzen (d. h. zwischen zwei ziemlich weit auseinander liegenden Prozenten).

a.u.a _R kg	f _R	f _d	Gew. %	f _{Rm}	a.u.a _R kg	f _R	f _d	Gew. %	f _{Rm}
50	1,000	0,3038	50		17	2,125	0,391	32	
49	1,0143	0,3050	49,65		16	2,231	0,397	31	
48	1,0280	0,3073	49,3						+
47	1,0430	0,3088	48,9		15	2,350	0,402	29,8	
46	1,0550	0,3095	48,67		14,5	2,415	0,410	29,3	
45	1,0698	0,3112	48,3		14	2,484	0,412	28,7	
44	1,0820	0,3120	48		13,5	2,553	0,418	28,1	
43	1,0970	0,3135	47,7		13	2,629	0,423	27,6	
42	1,1100	0,3158	47,32		12,5	2,712	0,429	26,9	30 ÷ 23,5 % f _{Rm} = 2,749
41	1,1290	0,3180	46,97		12	2,806	0,436	26,3	f _{dm} = 0,4248
40	1,1410	0,3188	46,70	50 ÷ 40 %	11,5	2,906	0,443	25,6	
39	1,1570	0,3200	46,4	f _{Rm} = 1,1882	11	3,008	0,450	25	
38	1,1740	0,3210	46,2	f _{dm} = 0,3231	10,5	3,120	0,459	24,25	
37	1,1990	0,3250	45,49		10	3,253	0,468	23,5	
36	1,2180	0,3252	45,1						+
35	1,2400	0,3266	44,65		9,75	3,310	0,474	23,29	
34	1,2660	0,3294	44,22		9,5	3,370	0,478	22,88	
33	1,2980	0,3333	43,63		9,25	3,445	0,4815	22,5	
32	1,3250	0,3350	43		9	3,530	0,4885	22,05	23,5 ÷ 20 %
31	1,3480	0,3360	42,6		8,75	3,664	0,4967	21,5	f _{Rm} = 3,636
30	1,3790	0,3400	42,1		8,5	3,710	0,5040	21,2	f _{dm} = 0,4837
29	1,4110	0,3425	41,4		8,25	3,799	0,510	20,8	
28	1,4470	0,3470	40,92		8	3,900	0,519	20,4	
27	1,4870	0,3498	40,20		7,75	3,999	0,522	20	
				+					+
26	1,532	0,3530	39,4		7,5	4,096	0,535	19,63	
25	1,576	0,3558	38,9		7,25	4,220	0,543	19,63	
24	1,625	0,3570	38,1		7	4,335	0,555	18,75	
23	1,979	0,3610	37,4		6,75	4,500	0,570	18,21	20 ÷ 10 %
22	1,738	0,3650	36,6	40 ÷ 30 %	6,5	4,650	0,581	17,70	f _{Rm} = 6,1207
21	1,800	0,3690	35,6	f _{Rm} = 1,831	6,25	4,800	0,597	17,25	f _{dm} = 0,794
20	1,865	0,3740	35	f _{dm} = 0,3621	6	4,977	0,608	16,75	
19	1,940	0,379	34,0		5,75	5,167	0,625	16,24	
18	2,029	0,385	33		5,5	5,369	0,642	15,7	

a.u.a. kg	f _R	f _d	Gew. %	f _R	a.u.a. kg	f _R	f _d	Gew. %	f _{Rm}
5,25	5,586	0,660	15,2		1,2	20,15	1,887	4,74	
5	5,832	0,667	14,62		1	23,77	2,189	4,22	
4,75	6,095	0,702	14,10						+
4,50	6,398	0,729	13,5	20 ÷ 10 %	0,9	26,10	2,397	3,71	
4,25	6,721	0,757	12,95	f _{Rm} = 6,1207	0,8	29,06	2,624	3,32	
4	7,195	0,785	12,3	f _{dm} = 0,794	0,7	32,77	2,797	2,80	
3,75	7,530	0,817	11,72		0,6	37,65	3,348	2,60	4,25 ÷ 1 %
3,5	7,990	0,858	11,11		0,5	44,46	4,128	2,20	f _{Rm} = 49,87
3,25	8,531	0,902	10,52		0,4	54,50	4,714	1,80	f _{dm} = 3,747
3	8,891	0,930	10,15		0,3	71,03	6,223	1,40	
				+	0,2	102,4	8,54	1	
2,75	9,600	0,992	9,43	10 ÷ 7,25 %					+
2,5	10,500	1,067	8,71	f _{Rm} = 11,11	0,1	196	16,54	0,50	
2,25	11,54	1,1628	8,04	f _{dm} = 1,1224	0,08	241	21,12	0,40	
2	12,80	1,268	7,24		0,06	314	28,56	0,3	1,4 ÷ 0,5 %
				+	0,04	453	39	0,29	f _{Rm} = 36,30
1,8	14,05	1,366	6,68	7,25 ÷ 4,25 %	0,02	870	86	0,16	f _{dm} = 720
1,6	15,62	1,472	6,03	f _{Rm} = 16,843	0,01	1720	158	0,059	
1,4	17,56	1,667	5,42	f _{dm} = 1,716					

Mittleres Verhältnis des Restes:

Zwischen:	f _{Rm}	%	Zwischen:	f _{Rm}	%	Zwischen:	f _{Rm}	%
50 ÷ 45	1,1011	47,6	35 ÷ 20	2,634	27,5	50 ÷ 7,24	2,309	30,3
50 ÷ 40	1,191	45,6	30 ÷ 20	2,965	25,7	45 ÷ 7,24	2,816	26,2
45 ÷ 40	1,333	42,85	25 ÷ 20	3,497	22,2	40 ÷ 7,24	3,350	23
50 ÷ 35	1,333	42,85	50 ÷ 15	1,92	34,2	35 ÷ 7,24	3,824	20,7
45 ÷ 35	1,551	39,1	45 ÷ 15	2,206	31,3	30 ÷ 7,24	4,426	18,45
40 ÷ 35	1,688	37,2	40 ÷ 15	2,687	27,15	25 ÷ 7,24	5,420	15,55
50 ÷ 30	1,444	40,9	35 ÷ 15	2,987	25,1	20 ÷ 7,24	6,525	13,30
45 ÷ 30	1,686	37,2	30 ÷ 15	3,399	22,3	15 ÷ 7,24	8,204	10,80
40 ÷ 30	1,974	33,6	25 ÷ 15	4,041	20	10 ÷ 7,24	11,110	8,25
35 ÷ 30	2,081	32,4	20 ÷ 15	4,700	17,5	50 ÷ 4,25	2,615	27,65
50 ÷ 25	1,597	38,5	50 ÷ 10	2,165	31,6	45 ÷ 4,25	3,203	23,8
45 ÷ 25	1,878	34,7	45 ÷ 10	2,624	27,6	40 ÷ 4,25	3,846	20,65
40 ÷ 25	2,185	31,4	40 ÷ 10	3,110	24,3	35 ÷ 4,25	4,475	18,25
35 ÷ 25	2,361	30,6	35 ÷ 10	3,512	22,2	30 ÷ 4,25	5,262	15,95
30 ÷ 25	2,642	27,5	30 ÷ 10	4,054	20	25 ÷ 4,25	6,569	13,2
50 ÷ 20	1,739	—	25 ÷ 10	4,900	16,95	20 ÷ 4,25	8,051	11
45 ÷ 20	2,066	32,70	20 ÷ 10	5,840	14,6	15 ÷ 4,25	10,265	8,9
40 ÷ 20	2,400	29,4	15 ÷ 10	7,235	12,15	10 ÷ 4,25	14,389	6,50

Tabelle 8.

Mittleres Verhältnis und mittlerer Alkoholgehalt f_{Bm} und p_B des Restes beim Abtrieb von Mischungen (Alkohol—Wasser) von 50÷10%. Mittlere Rücklaufwärme C_{Rm} dabei bei Rektifikation bis 96% M.

Alkohol- gehalt am Ende		Alkoholgehalt der Mischung am Anfang									
		10	15	20	25	30	35	40	45	50% Gew.	
0,059	p_B	1,73	2,898	4,1	5,4	7,2	8,85	10,65	13,15	16,45	%
	f_{Bm}	55,31	33,67	23,34	17,502	12,86	10,291	8,39	6,628	5,073	—
	C_{Rm}	2600	2000	1500	1100	1100	1100	1100	1100	1150	WE
1	p_B	8,799	5,59	7,4	9,3	11,7	13,85	16,25	19,2	23	%
	f_{Bm}	25,52	16,947	12,49	9,782	7,522	6,214	5,2	4,2	3,35	—
	C_{Rm}	1400	1100	1100	1100	1100	1100	1100	1100	1000	WE
2	p_B	5,25	7,15	9	11	13,25	15,75	18,8	21,25	26	%
	f_{Bm}	18,8	13	10,19	8	6,54	5,33	4,49	3,7	2,88	—
	C_{Rm}	1250	1100	1100	1100	1100	1100	1050	1050	1000	WE
4,25	p_B	6,5	8,9	11	13,2	15,97	18,3	20,65	23,8	27,65	%
	f_{Bm}	14,389	10,265	8,051	6,569	5,262	4,475	3,846	3,203	2,615	—
	C_{Rm}	1100	1100	1100	1100	1100	1100	1000	1000	1000	WE
7,24	p_B	8,25	11	13,25	15,58	18,45	20,75	23	26,2	30,25	%
	f_{Bm}	11,11	8,204	6,525	5,42	4,426	3,824	3,35	2,816	2,309	—
	C_{Rm}	1100	1100	1100	1100	1100	1100	1000	1000	1000	WE
10	p_B	—	12,15	14,6	16,9	19,8	22,2	24,3	27,6	31,6	%
	f_{Bm}	—	7,235	5,84	4,91	4,054	3,512	3,11	2,624	2,164	—
	C_{Rm}	—	1100	1100	1100	1100	1000	1000	1000	1000	WE
15	p_B	—	—	17,55	19,85	22,7	25,1	27,15	31,2	34,2	%
	f_{Bm}	—	—	4,7	4,041	3,399	2,987	2,687	2,206	1,924	—
	C_{Rm}	—	—	1100	1100	1000	1000	1000	1000	1000	WE
20	p_B	—	—	—	22,2	25,2	27,5	29,4	32,65	36,5	%
	f_{Bm}	—	—	—	3,497	2,965	2,634	2,4	2,062	1,739	—
	C_{Rm}	—	—	—	1000	1000	1000	1000	1000	1000	WE
25	p_B	—	—	—	—	27,4	29,7	31,4	34,8	38,5	%
	f_{Bm}	—	—	—	—	2,642	2,361	2,185	1,878	1,597	—
	C_{Rm}	—	—	—	—	1000	1000	1000	1000	1000	WE
30	p_B	—	—	—	—	—	32,45	33,6	37,25	40,9	%
	f_{Bm}	—	—	—	—	—	2,081	1,974	1,686	1,444	—
	C_{Rm}	—	—	—	—	—	1000	1000	1000	1000	WE
35	p_B	—	—	—	—	—	—	37,2	39,2	42,83	%
	f_{Bm}	—	—	—	—	—	—	1,688	1,551	1,333	—
	C_{Rm}	—	—	—	—	—	—	1000	1000	1000	WE
40	p_B	—	—	—	—	—	—	—	42,85	45,6	%
	f_{Bm}	—	—	—	—	—	—	—	1,333	1,191	—
	C_{Rm}	—	—	—	—	—	—	—	1000	1000	WE
45	p_B	—	—	—	—	—	—	—	—	47,6	%
	f_{Bm}	—	—	—	—	—	—	—	—	1,1011	—
	C_{Rm}	—	—	—	—	—	—	—	—	1000	WE

Tabelle 9.

Berechnung des Alkoholgehalts der Mischung im oberen Teil der Blase (bei zweiteiligen Rektifizierblasen), wenn sie eben in den unteren Teil abgelassen wird (nach Gleichung).

Für Spirit von 85,7% G. = 90% M.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Alkohol in der Misch. a + w	Vorwär- mung	Erzeug- nis- wärme	Mittleres Verhält- nis der Flüssig- keit oben	Rücklauf- wärme	$C_d =$ Summe 2 + 3 + 5				Alkohol in der von oben herab- fließenden Mischung $aO + wO$
% G.	C_V WE	C_e WE	f_{Rm}	C_{Rm} WE	WE	$f - f_e$	$\frac{1}{f - f_e}$	Produkt 6 × 8	f_O % G.
50	144	298	1,74	165	607	0,831	1,200	720	21
45	162	„	2,624	192	652	1,053	0,952	619	9,7
40	184	„	3,35	220	702	1,331	0,752	528	7,3
35	212	„	4,475	270	780	1,688	0,592	462	4,25
30	251	„	6,00	350	899	2,164	0,463	416	3,25
25	304	„	8,00	440	1042	2,831	0,353	367	2,42
20	384	„	11,00	590	1272	3,831	0,261	331	2,00
15	562	„	15,40	850	1710	5,498	0,182	318	1,80
10	784	„	24,10	1200	2282	8,831	0,113	255	1,05

Für Spirit von 94,6% G. = 96,5% M.

50	144	236	1,0	1000	1380	0,943	1,0605	1463	50,2
45	162	„	1,222	1000	1398	1,165	0,862	1206	44,3
40	184	„	1,65	1000	1420	1,443	0,694	985,5	36
35	212	„	2,20	1000	1448	1,818	0,5524	800	27,5
30	251	„	3,40	1000	1487	2,276	0,440	653	15,1
25	304	„	5,30	1100	1640	2,943	0,340	557,6	7,95
20	384	„	7,35	1300	1920	3,943	0,254	487	5,25
15	562	„	10,26	2000	2798	5,610	0,178	450	4,20
10	784	„	19,0	2700	3720	8,943	0,111	412	3,23

Tabelle 10.

Berechnung des Alkoholgehalts der Mischung im oberen Teil der Blase (bei zweiteiligen Rektifizierblasen) wenn sie in den unteren Teil gelassen wird, als Probe auf die Richtigkeit der Tabelle 8. Es wird hier aus dem durch Tabelle 7 bekannten f_u mittel, a_u , w_u und C_u berechnet. —

Für $a + w = 100$ Kilo.

Für Spirit von 85,7% G. = 90% M.

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Alkohol in der ur- sprüngl. Misch. $a + w_u$ % G.	$w - w_e$ Kilo	f_u mittel	C_d WE	$205 + 514 f_u$ WE	$\frac{1}{205 + 514 f_u}$	a_u Kilo	w_u Kilo	$w - w_e$ $+ w_u + a_u$ Kilo	$\frac{1}{w - w_e + w_u + a_u}$	Alkohol im Ab- lauf von oben nach unten % G.
50	41,65	2,0	30350	1292	0,000775	23,48	46,96	112,0	892	20,95
45	47,49	4,9	29340	2870	0,000348	10,19	49,8	108,5	920	9,38
40	53,32	5,9	28080	3414	0,000293	8,233	48,55	110	909	7,48
35	59,26	10,2	27300	5754	0,000174	4,78	48,60	112,5	892	4,25
30	64,29	13	26970	7277	0,0001373	3,69	47,90	116,5	860	3,17
25	70,83	16	26100	8909	0,0001122	2,92	46,75	120,5	830	2,42
20	76,64	18,5	25400	10269	0,0000971	2,466	45,57	131,0	763	1,883
15	82,50	19,8	25650	10976	0,0000909	2,327	46,11	131,9	763	1,80
10	88,33	30	22820	17070	0,0000587	1,336	42,0	131,6	763	1,02

Für Spirit von 94,6% G. = 96,5% M.

50	47,15	0,625	69000	540	0,001852	127,6	78,5	253	395	50,3
45	52,74	0,727	62900	600	0,001667	105,0	75,3	233	429	45,4
40	57,72	1,000	56800	749	0,001335	75,70	75,7	209	478	36,18
35	63,01	1,440	50600	988	0,001012	51,16	73,6	187,8	535	27,3
30	68,29	3,000	44610	1837	0,000545	24,32	72,96	165,6	606	14,72
25	73,575	5,600	41000	3250	0,0003076	12,66	70,50	156,7	641	8,07
20	78,86	8,300	38400	4717	0,0002128	8,14	67,5	154,5	649	5,28
15	84,145	10,250	42000	5755	0,0001737	7,28	74,6	166,0	602	4,38
10	89,43	13,000	37200	7275	0,0001374	5,09	66,1	160,6	625	3,18

Tabelle 11 (Tafel 19).

Äthylalkohol und Wasser. (Bergström.)

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R , um 1 Kilo Alkohol als Spiritus von 85,76—92,37—94,61 % G (90—95—96,5 % M) zu gewinnen aus Wassermischungen mit 93÷0,5 % M Alkohol.

Ursprünglicher Alkoholgehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Alkohol als Spiritus von			Ursprünglicher Alkoholgehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Alkohol als Spiritus von		
der Flüssigkeit	des Dampfes	85,76% (90)	92,37% (95)	94,61% (96,5)	der Flüssigkeit	des Dampfes	85,76% (90)	92,37% (95)	94,61% (96,5)
		C_R 0,1662 WE	C_R 0,0825 WE	C_R 0,0571 WE			C_R 0,1662 WE	C_R 0,0825 WE	C_R 0,0671 WE
% G	% G				% G	% G			
93	93,4	—	—	726	32	71,9	176	241	262
92	92,6	—	—	807	30	71,2	182	246	265
90	91,2	—	254	717	28	70,5	187	250	268
88	89,8	—	388	660	26	69,5	199	260	273
86	88,6	—	399	619	24	68,4	211	270	288
84	87,5	—	391	558	22	67,0	227	285	303
82	86,5	—	377	507	20	65,5	247	303	321
80	85,5	14,8	365	475	18	63,5	275	331	348
78	84,6	56,5	356	447	16	61,2	309	365	381
76	83,8	83,1	340	417	14	58,6	351	406	422
74	83,1	99,3	323	390	12	55,5	408	461	478
72	82,4	112,3	311	373	10	51,6	488	540	557
70	81,7	123,6	303	357	9	49,2	542	595	610
68	80,9	135,0	298	350	8	46,3	620	667	687
66	80,3	142,3	291	338	7	43,3	705	760	773
64	79,8	143,5	282	323	6	39,8	831	880	893
62	79,3	145	273	312	5	36,0	985	1040	1055
60	78,9	145	262	298	4	31,1	1240	1288	1307
58	78,4	145	258	290	3	26,3	1591	1640	1658
56	78,0	146	248	281	2,5	22,5	1928	2005	2023
54	77,5	147	244	277	2	18,5	2533	2587	2605
52	77,1	148	240	268	1,5	14,75	3360	3408	3426
50	76,7	149	238	266	1	10,5	4990	5038	5050
48	76,2	150	236	262	0,5	5,7	9751	9790	9850
46	75,7	151	234	261	0,4	—	—	—	12510
44	75,2	156	235	260	0,3	—	—	—	17136
42	74,6	160	237	260	0,2	—	—	—	26036
40	74,0	164	239	260	0,1	—	—	—	53670
38	73,6	165	236	259	0,08	—	—	—	66976
36	73,1	167	237	258	0,06	—	—	—	90000
34	72,5	172	239	260	0,04	—	—	—	135148
	2	3	4	5		7	8	9	10

Tabelle 13 (Tafel 20).

Äthylalkohol und Wasser.

Verstärkungssäulen.

Alkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäule zur Gewinnung von Dampf mit 92,46 % G (95 % M) Alkohol beim Aufwand von $C_R = 9000 \div 60000$ WE Rücklaufwärme für je 10 Kilo Alkohol.

Verstärkungssäule 92,57 % G = 95 % M.

Nummern der Böden von oben beginnend	$C_R = 5000$		$C_R = 6000$		$C_R = 7000$		$C_R = 8000$		$C_R = 9000$	
	F1	D								
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57
1	91,25	92,05	91,2	92	91,2	92	91,2	91,95	91,1	91,95
2	90,9	91,6	90,65	91,6	90,55	91,5	90,5	91,48	90,4	91,47
3	90,25	91,39	90	91,13	89,9	91,1	89,7	90,99	89,6	90,9
4	89,7	91	89,4	90,79	89,25	90,6	89	90,5	88,7	90,3
5	89,5	90,7	88,9	90,38	88,5	90,2	88,2	89,9	87,75	89,7
6	88,85	90,4	88,2	89,95	87,7	89,2	87,2	89,35	86,3	88,8
7	88,5	90,17	87,5	89,6	86,8	89	86	88,6	84,4	87,6
8	88,1	89,9	86,9	89,1	85,7	88,49	84,4	87,7	81,5	86,2
9	87,79	89,7	86,1	88,7	84,1	87,6	82,1	86,55	77	84,2
10	87,4	89,4	85,25	88,15	82,2	86,55	78,6	84,9	68	80,9
11	86,90	89,2	84	87,5	79,45	85,2	72	82,4	47,4	76
12	86,5	88,95	82,5	86,7	74,5	83,3	55,98	78	18,9	64,4
13	86	88,59	80,5	85,7	65,2	80,1	23,5	68,1	7,8	45,75
14	85,55	88,30	78,1	84,65	41	74,4	9,33	50	6,1	40,2
15	85	88	73,7	82,99	18,20	63,70	7	43,35	5,85	39,25
16	84,38	87,7	65,95	80,5	9,4	50,2	6,7	42,33	—	—
17	83,65	87,30	46	75,7	7,90	46	—	—	—	—
18	82,75	86,85	19,5	65,12	7,4	45,40	—	—	—	—
19	81,8	86,3	10,7	53,1	7,30	45,30	—	—	—	—
20	80,5	85,7	9,25	50	—	—	—	—	—	—
21	78,85	84,9	9	49,25	—	—	—	—	—	—
22	76,5	84	—	—	—	—	—	—	—	—
23	73	82,6	—	—	—	—	—	—	—	—
24	67,6	80,6	—	—	—	—	—	—	—	—
25	43,8	75,1	—	—	—	—	—	—	—	—
26	20,8	66,2	—	—	—	—	—	—	—	—
27	13	57	—	—	—	—	—	—	—	—
28	11,35	54,3	—	—	—	—	—	—	—	—
29	11	53,65	—	—	—	—	—	—	—	—
1				5		7				11

Nummern der Böden von oben beginnend	C _R = 10000		C _R = 11000		C _R = 12000		C _R = 13000		C _R = 14000	
	F1	D								
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57	91,85	92,57
1	91,1	92	91,1	91,95	91,1	91,9	91,1	91,97	91,1	91,95
2	90,4	91,45	90,3	91,4	90,3	91,38	90,2	91,35	90,19	91,3
3	89,4	90,88	89,35	90,75	89,3	90,7	89,2	90,62	89,03	90,55
4	88,2	90,1	88,1	90	88	89,9	87,88	89,73	87,63	89,58
5	86,9	89,1	86,8	89	86,43	88,85	86,2	88,7	85,7	88,4
6	85,2	88,19	84,85	87,95	84	87,5	83,7	87,3	82,5	86,8
7	82,5	86,8	81,8	86,4	80,5	85,65	79,5	85,3	77,35	84,3
8	78,2	84,7	76,7	84,09	73,35	82,8	71	82,5	65,4	80,15
9	69,5	81,5	65,5	80,2	53,05	77,3	44,7	75,35	29,4	70,8
10	44,5	75,3	32,3	72,01	17,5	62,9	12,8	56,65	7,74	45,6
11	14,3	58,9	9,5	50,4	6,15	40,31	5,1	36,3	4,2	32
12	6,5	41,5	5,33	37,3	4,58	33,8	4,13	31,73	3,79	29,85
13	5,4	37,5	4,58	33,7	4,38	32,8	4	31,23	3,7	29,5
14	5,25	37	—	—	—	—	—	—	—	—
1										11
	C _R = 20000		C _R = 25000		C _R = 30000		C _R = 35000		C _R = 40000	
	91,75	92,57	91,75	92,57	91,75	92,57	91,75	92,57	94,75	92,57
1	91,15	92	91,09	92	91,01	91,9	91	91,9	90,9	91,9
2	90,34	91,36	90,05	91,2	90	91,16	89,9	91,16	89,85	91,05
3	89,25	90,6	89,95	90,4	88,9	90,3	88,5	90,15	88,4	90,05
4	87,75	89,5	87,25	89,3	87	89,2	86,5	88,9	86,25	88,7
5	85,6	88,4	84,5	87,6	84,1	87,6	83,1	87	82,5	86,8
6	82,3	86,6	80	85,5	78,4	84,9	76,25	83,9	74,25	83,1
7	75,7	83,7	69,2	81,4	65,25	80,1	54,25	77,6	46	75,7
8	55,7	77,9	33	72,2	23,7	68,2	13,9	58,7	9,55	50,8
9	16,25	61,5	6,75	42,5	4,55	33,75	2,8	24,6	2,2	20
10	4,2	32,25	2,5	22,5	2,15	18,8	1,6	15,5	1,37	13,7
11	2,5	22,6	2,2	19,4	1,77	16,6	1,5	14,75	1,33	13,1

Verstärkungssäulen bis 94,6% G = 96,5% M.

	C _R = 10000		C _R = 12000		C _R = 15000	
30	92,05	92,72	89,55	90,9	77,2	84,2
31	91,98	92,59	88,95	90,5	65,3	80,1
32	91,55	92,5	88,3	90,0	31,5	71,75
33	91,7	92,9	87,5	89,5	7,8	46,2
34	91,98	92,4	86,3	88,8	4,0	31,0
35	91,5	92,17	84,65	87,9	3,2	27,05
36	91,4	92,2	82,05	86,55	3,1	26,45
37	91,3	92,05	77,7	84,44		
38	90,25	91,96	68,8	81,15		
39	90,65	91,6	41,3	79,5		
40	90,98	91,46	12,0	55,45		

Tabelle 14. (Tafel 20.)

$a_e = 10$
 $w_e = 0,565$

Äthylalkohol und Wasser.

Alkoholgehalt der Flüssigkeit (Fl) und des Dampfes (D) auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 94,61% G (96,5% Vol.) Alkohol beim Aufwand von $C_R = 10000$ bis 150000 WE Rücklaufwärme für je 10 Kilo Alkohol.

Verstärkungssäulen bis 94,6% G = 96,5% M für 10 Kilo Alkohol.

Nummern der Böden von oben beginnend	$C_R = 10000$		$C_R = 12000$		$C_R = 15000$		$C_R = 20000$		$C_R = 30000$	
	Fl	D								
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
1	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61
2	94,48	94,55	94,43	94,58	94,45	94,58	94,46	94,50	94,50	94,48
3	94,40	94,50	94,4	94,48	94,40	94,5	94,3	94,45	94,30	94,42
4	94,33	94,45	94,31	94,44	94,3	94,4	94,2	94,39	94,20	94,37
5	94,28	94,40	94,28	94,4	94,2	94,38	94,1	94,29	94,23	94,13
6	94,16	94,34	94,15	94,32	94,1	94,30	90,02	94,20	94,77	94,10
7	94,10	94,30	94,09	94,23	93,99	94,18	93,9	94,1	93,93	94,09
8	94,03	94,24	93,98	94,19	93,9	94,1	93,8	94,0	93,77	93,95
9	93,97	94,18	93,85	94,01	93,8	94,0	93,7	93,93	93,55	93,84
10	93,95	94,12	93,80	94,03	93,7	93,98	93,50	93,8	93,28	93,6
11	93,90	94,08	93,70	93,93	93,5	93,93	93,29	93,6	93,0	93,35
12	93,85	94,04	93,6	93,85	93,35	93,7	93,03	93,4	92,70	93,1
13	93,80	94,0	93,5	93,80	93,2	93,6	92,69	93,2	92,22	92,8
14	93,75	93,95	93,4	93,70	93,03	93,4	92,48	92,97	91,62	92,45
15	93,70	93,90	93,3	93,63	92,82	93,25	92,09	92,70	91,0	91,9
16	93,6	93,88	93,19	93,53	92,61	93,13	91,7	92,35	90,1	91,29
17	93,5	93,8	93,03	93,4	92,40	92,90	91,29	92,05	89,0	90,5
18	93,45	93,8	92,9	93,3	92,25	92,80	90,7	91,65	87,5	89,55
19	93,33	93,63	92,75	93,2	92,0	92,55	90,05	91,15	85,1	88,1
20	93,28	93,6	92,62	93,1	91,65	92,25	89,17	90,6	81,0	85,95
21	93,2	93,55	92,49	93,0	91,43	92,29	86,8	89,0	71,6	82,2
22	93,1	93,48	92,3	92,85	91,03	91,90	84,5	87,8	39,28	73,85
23	93,0	93,4	92,05	92,75	90,5	91,5	80,55	85,7	8,13	46,4
24	92,9	93,3	91,85	92,49	90,0	91,16	72,0	82,4	2,4	21,43
25	92,8	93,27	91,75	92,4	89,3	90,7	43,75	75,0	1,775	17,18
26	92,75	93,22	91,45	92,2	88,4	90,09	10,59	52,7	1,75	16,5
27	92,58	93,1	91,2	92,0	88,25	89,38	3,495	28,45	1,64	16,0
28	92,55	93,03	90,85	91,8	87,0	89,2	2,665	23,45	—	—
29	92,33	92,83	90,5	91,5	85,23	88,8	2,60	23,0	—	—
30	92,16	92,82	90,0	91,2	82,3	86,63	—	—	—	—
31	92,05	92,72	89,55	90,9	77,2	84,2	—	—	—	—
32	91,98	92,59	88,95	90,5	65,3	80,1	—	—	—	—
33	91,55	92,5	88,3	90,0	31,5	71,75	—	—	—	—
34	91,7	92,4	87,5	89,5	7,8	46,2	—	—	—	—
35	91,68	92,4	86,3	88,8	4,0	31,0	—	—	—	—
36	91,5	92,17	84,65	87,9	3,2	27,05	—	—	—	—
37	91,4	92,2	82,05	86,55	3,1	26,45	—	—	—	—
38	91,3	92,05	77,7	84,44	—	—	—	—	—	—
39	90,25	91,96	68,8	81,15	—	—	—	—	—	—
40	90,65	91,6	41,3	74,5	—	—	—	—	—	—
40	90,48	91,46	12,0	55,45	—	—	—	—	—	—

1

2

3

5

7

9

11

Siehe vorhergehende Seite.

Verstärkungssäulen bis 94,6% G = 96,5% M für 10 Kilo Alkohol.

Nummern der Böden von oben beginnend	C _R = 40000		C _R = 50000		C _R = 60000		C _R = 70000		C _R = 80000	
	Fl	D								
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61
1	94,43	94,5	94,4	94,5	94,4	94,5	94,4	94,50	94,45	94,5
2	94,35	94,45	94,29	94,45	94,3	94,45	94,3	94,43	94,3	94,4
3	94,2	94,35	94,21	94,35	94,15	94,35	94,12	94,33	94,1	94,33
4	94,02	94,22	94,0	94,20	93,98	94,2	93,9	94,11	93,7	93,95
5	93,9	94,06	93,95	94,03	93,8	93,98	93,7	93,95	93,45	93,79
6	93,79	93,99	93,62	93,90	93,6	93,85	93,45	93,79	93,1	93,5
7	93,66	93,87	93,40	93,70	93,3	93,6	93,1	93,5	92,75	93,15
8	93,4	93,7	93,07	93,5	92,99	93,35	92,65	93,19	92,25	92,8
9	93,13	93,5	92,70	93,19	92,55	93,09	92,30	92,8	91,63	92,3
10	92,73	93,1	92,25	92,8	92,05	92,6	91,75	92,48	90,8	91,7
11	92,33	92,89	91,73	92,4	91,38	92,1	90,98	91,90	89,7	90,99
12	91,95	92,58	91,02	91,9	90,5	91,5	89,9	91,1	88,15	89,9
13	91,45	92,1	89,7	91,2	89,3	90,7	88,45	90,15	85,8	88,4
14	90,6	91,54	88,8	90,3	87,5	89,5	86,60	88,70	81,35	86,1
15	89,5	90,8	86,9	89,1	84,65	87,89	82,75	86,9	70,5	81,85
16	88,9	89,8	83,75	87,4	79,3	85,15	74,5	83,2	30,8	71,5
17	83,05	86,9	77,3	84,3	65,0	80,15	45,5	75,4	4,65	52,15
18	76,1	83,9	57,7	81,5	21,55	66,75	9,01	49,35	1,05	10,88
19	53,73	77,4	15,11	60,1	3,255	27,2	1,58	15,29	0,646	7,28
20	13,3	56,6	2,5	22,7	1,085	11,17	0,79	8,515	0,625	6,92
21	3,4	28,97	1,19	18,3	—	—	—	—	—	—
22	1,40	12,0	1,75	17,5	—	—	—	—	—	—

1

	C _R = 90000		C _R = 100000		C _R = 110000		C _R = 130000		C _R = 150000	
	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61	94,5	94,61
1	94,4	94,5	94,4	94,5	94,4	94,5	94,4	94,5	94,4	94,5
2	94,3	94,49	94,3	94,49	94,3	94,46	94,3	94,44	94,3	94,43
3	94,2	94,34	94,2	94,33	94,2	94,32	94,2	94,32	94,2	94,31
4	94,04	94,22	93,99	94,25	93,99	94,25	93,98	94,20	93,98	94,19
5	93,9	94,07	93,9	94,07	93,9	94,06	93,87	94,03	93,8	94,0
6	93,69	93,92	93,68	93,90	93,68	93,87	93,63	93,85	93,6	93,83
7	93,37	93,7	93,35	93,7	93,32	93,7	93,30	93,60	93,28	93,6
8	93,0	93,4	93,0	93,39	92,9	93,37	92,9	93,32	92,9	93,31
9	92,8	93,15	92,7	93,0	92,55	93,0	92,5	92,98	92,3	91,8
10	92,35	92,90	92,3	92,8	91,99	92,55	91,85	92,55	91,68	92,3
11	91,53	92,43	91,3	92,35	91,3	92,09	91,0	91,9	90,86	91,8
12	90,95	91,95	90,75	91,7	90,2	91,4	89,8	91,05	89,68	90,95
13	89,9	91,05	89,39	90,8	88,8	90,4	88,15	89,95	87,87	89,8
14	88,2	90,3	87,5	89,5	86,7	89,05	85,45	88,25	85,4	88,2
15	85,7	88,45	84,4	87,7	82,9	86,9	80,5	85,7	80,0	85,6
16	81,2	86,0	77,5	84,4	83,0	83,25	67,95	80,9	66,0	80,28
17	69,9	81,6	54,03	77,5	43,55	75,0	24,5	68,7	21,5	66,69
18	29,45	70,9	12,0	55,55	8,35	45,5	3,205	35,7	2,28	19,55
19	4,32	32,75	1,65	14,0	1,105	11,85	0,621	6,99	0,498	5,59
20	0,9	9,61	0,59	6,70	0,50	5,71	0,4185	4,70	0,346	3,92
21	0,57	6,45	0,5	5,7	0,48	5,22	0,399	4,5	0,36	4,1

Tabelle 15.

Äthylalkohol und Wasser.

Verstärkende Wirkung des Verdichters bei der Herstellung von 10 Kilo Alkohol als Spiritus von 85,76 % G (90 % M).

Nummern der Böden von oben beginnend	Im Verdichter wird entzogen:			
	$C_R = 5000$ WE		$C_R = 7000$ WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %
—	20,1	85,75	14,75	85,75
1	11,66	54,30	10,7	53,0
2	10,0	51,50	7,7	45,0
3	9,8	51,0	7,25	44,17

Tabelle 16.

Äthylalkohol und Wasser.

Erforderliche Bodenzahl der Verstärkungssäulen um 10 kg Alkohol von 92,5 % G (95 % Vol.) aus 8,2 % Flüssigkeit zu erzeugen mit 10000 WE; wenn innerhalb der Säule Wärme entzogen wird und wenn dies nicht der Fall ist.

Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit nur einem Verdichter über dem obersten Boden bei Entziehung von $C_R = 10000$ WE für 10 kg Alkohol im Erzeugnis		Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit 5 Verdichtern bei Entziehung von je 1000 WE über dem 1., 3., 5. Boden und 1 Verdichter von $C_R = 5000$ WE über dem obersten Boden für 10 kg Alkohol im Erzeugnis			
Dampf	Rücklauf	Dampf	Rücklauf	Dampf	Rücklauf
$a_e = 10$		$a_e = 10$		$a_d = 29,45$	
$w_e = 0,82$		$w_e = 0,82$		$w_d = 2,694$	2
92,4% — 91,85%		92,4% — 91,85%		91,6% — 90,9%	
Verdichter $f_V = 0,0887$		Verdichter $f_V = 0,0887$		$f_R = 0,102$	
$C_R = 10000$	$a_V = 39,5$	$C_R = 5000$	$a_V = 19,765$	$a_R = 19,23$	
WE	$w_V = 3,503$	WE	$w_V = 1,747$	$w_R = 1,95$	
$a_s = 49,5$		$a_s = 29,76$		$a_d = 29,23$	
$w_s = 4,32$	1	$w_s = 2,567$	1	$w_d = 2,77$	3
92% — 91,1%		92,05% — 91,25%		91,39% — 90,25%	
$f_R = 0,097$		$f_R = 0,0963$		$f_R = 0,108$	
$a_R = 38,3$		$a_R = 19,45$		$a_R = 18,95$	
$w_R = 3,715$		$w_R = 1,874$		$w_R = 2,046$	

Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit nur einem Verdichter über dem obersten Boden bei Entziehung von $C_R = 10000$ WE für 10 kg Alkohol im Erzeugnis

Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit 5 Verdichtern bei Entziehung von je 1000 WE über dem 1., 3., 5. Boden und 1 Verdichter von $C_R = 5000$ WE über dem obersten Boden für 10 kg Alkohol im Erzeugnis

Dampf		Rücklauf	Dampf		Rücklauf	Dampf		Rücklauf
$a_d = 48,3$	$w_d = 4,535$	2	$a_d = 28,95$	$w_d = 2,866$	4	$a_d = 31,06$	$w_d = 3,89$	10
91,45%	—	90,4%	91%	—	89,7%	88,9%	—	86,3%
	$f_R = 0,1065$			$f_R = 0,1136$			$f_R = 0,158$	
	$a_R = 38,1$			$a_R = 18,8$			$a_R = 20,61$	
	$w_R = 4,05$			$w_R = 2,13$			$w_R = 3,25$	
$a_d = 48,1$	$w_d = 4,87$	3	$a_d = 28,8$	$w_d = 2,95$	5	$a_d = 30,61$	$w_d = 4,07$	11
90,88%	—	89,4%	90,7%	—	89,5%	88,2%	—	85,5%
	$f_R = 0,1185$			$f_R = 0,1198$			$f_R = 0,1696$	
	$a_R = 37,1$			$a_R = 18,5$			$a_R = 20,2$	
	$w_R = 4,39$			$w_R = 2,216$			$w_R = 3,42$	
$a_d = 47,1$	$w_d = 5,21$	4	$a_d = 28,5$	$w_d = 3,035$	6	$a_d = 30,2$	$w_d = 4,24$	12
90,1%	—	88,2%	90,4%	—	88,85%	87,7%	—	84,5%
	$f_R = 0,134$			$f_R = 0,125$		Verdichter	$f_R = 0,1834$	
	$a_R = 35,9$			$a_R = 18,3$		$C_R = 1000$	$a_R = 23$	
	$w_R = 4,81$			$w_R = 2,28$		WE	$w_R = 4,2$	
$a_d = 45,9$	$w_d = 5,63$	5	$a_d = 28,3$	$w_d = 3,1$	7	$a_d = 33$	$w_d = 5,02$	13
89,1%	—	86,9%	90,17%	—	88,5%	86,8%	—	82,5%
	$f_R = 0,507$			$f_R = 0,1299$			$f_R = 0,212$	
	$a_R = 34,88$			$a_R = 18,15$			$a_R = 21,87$	
	$w_R = 5,23$			$w_R = 2,35$			$w_R = 4,64$	
$a_d = 44,88$	$w_d = 6,05$	6	$a_d = 28,15$	$w_d = 3,17$	8	$a_d = 31,87$	$w_d = 5,46$	14
88,19%	—	85,2%	✓89,9%	—	88,1%	✓85,3%	—	79,6%
	$f_R = 0,1730$		Verdichter	$f_R = 0,135$	✓	Verdichter	$f_R = 0,256$	
	$a_R = 33,44$		$C_R = 1000$	$a_R = 21,5$		$C_R = 1000$	$a_R = 23,2$	
	$w_R = 5,81$		WE	$w_R = 2,91$		WE	$w_R = 5,93$	
$a_d = 43,44$	$w_d = 6,63$	7	$a_d = 31,54$	$w_d = 3,73$	9	$a_d = 33,2$	$w_d = 6,75$	15
86,8%	—	82,5%	89,4%	—	87,2%	83,1%	—	74%
	$f_R = 0,212$			$f_R = 0,146$			$f_R = 0,3574$	
	$a_R = 31,25$			$a_R = 21,06$			$a_R = 20,2$	
	$w_R = 6,63$			$w_R = 3,07$			$w_R = 7,09$	

Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit nur einem Verdichter über dem obersten Boden bei Entziehung von $C_R = 10000$ WE für 10 kg Alkohol im Erzeugnis

Säule gegen Wärmeverlust geschützt mit 5 Verdichtern bei Entziehung von je 1000 WE über dem 1., 3., 5. Boden und 1 Verdichter von $C_R = 5000$ WE über dem obersten Boden für 10 kg Alkohol im Erzeugnis

Dampf		Rücklauf	Dampf		Rücklauf	Dampf		Rücklauf
$a_d = 41,25$			$a_d = 30,2$			$a_d = 11,923$		
$w_d = 7,45$	8		$w_d = 7,91$	16		$w_d = 18,52$	19	
84,7%	—	78,2%	79,3%	—	62%	46,5%	—	8,1%
		$f_R = 0,278$	Verdichter	$f_R = 0,6129$				$f_R = 11,35$
		$a_R = 28,09$	$C_R = 1000$	$a_R = 16,72$				$a_R = 1,568$
		$w_R = 7,81$	WE	$w_R = 10,23$				$w_R = 17,93$
$a_d = 38,09$			$a_d = 26,79$			$a_d = 11,57$		
$w_d = 8,63$	9		$w_d = 11,05$	17		$w_d = 18,75$	20	
81,5%	—	69,5%	70,8%	—	29%	38,5%	—	5,6%
		$f_R = 0,4389$			$f_R = 2,445$			$f_R = 16,857$
		$a_R = 22,57$			$a_R = 5,886$			$a_R = 1,071$
		$w_R = 9,9$			$w_R = 14,41$			$w_R = 18$
$a_d = 32,57$			$a_d = 15,886$			$a_a = 11,07$		
$w_d = 10,72$	10		$w_d = 15,24$	18		$w_a = 18,82$	21	
75,3%	—	44,5%	51%	—	9,8%	37%	—	5,25%
		$f_R = 1,247$	Verdichter	$f_R = 9,204$				$f_B = 18,05$
		$a_R = 11,33$	$C_R = 1000$	$a_R = 1,923$				
		$w_R = 14,1$	WE	$w_R = 17,7$				
$a_d = 21,33$								
$w_d = 14,92$	11							
58,9%	—	14,3%						
		$f_R = 5,99$						
		$a_R = 2,89$						
		$w_R = 17,21$						
$a_d = 12,89$								
$w_d = 18,13$	12							
41,5%	—	6,5%						
		$f_R = 14,385$						
		$a_R = 1,25$						
		$w_R = 18$						
$a_d = 11,25$								
$w_d = 18,82$	13							
37,5%	—	5,4%						
		$f_R = 17,579$						
		$a_R = 1,028$						
		$w_R = 18,01$						
$a_a = 11,028$								
$w_a = 18,829$	14							
37%	—	5,25%						
		$f_B = 18,05$						

Tabelle 17.
 Äthylalkohol und Wasser.
 Vergleich der verschiedenen Endresultate wenn aus 100 kg Alkoholwasserdampf von 50% Gew. durch teilweisen Niederschlag einmal in 6 Stufen, einmal in 2 Stufen ein Restdampf von 80% Gew. erzeugt wird.

	Dampf		Niederschlag		Dampf		Niederschlag	
	kg	0/0 Gew.	kg	0/0 Gew.	kg	0/0 Gew.	kg	0/0 Gew.
100 kg Alkoholwasserdampf von 50% Gew.	100	50	—	—	—	—	—	—
1. ergaben nach einer teilweisen Verdichtung	88,44	55	a _d = 50 w _d = 50	a _R = 1,35 w _R = 10,20	a _e = 48,64 w _e = 39,80	a _d = 50 w _d = 50	a _R = 12,60 w _R = 34,00	Verdichter
2. der Restdampf wieder teilweise verdichtet:	78,63	60	a _e = 47,19 w _e = 31,44	a _R = 1,46 w _R = 8,36	a _e = 47,19 w _e = 31,44	a _e = 14,18 w _e = 3,55	a _R = 23,17 w _R = 12,47	Verdichter
3. dito	69,61	65	a _e = 45,33 w _e = 24,38	a _R = 1,16 w _R = 7,06	a _e = 45,33 w _e = 24,38	a _e = 11,16 w _e = 3,06		
4. dito	61,60	70	a _e = 43,10 w _e = 18,50	a _R = 2,23 w _R = 5,88	a _e = 43,10 w _e = 18,50	a _e = 2,23 w _e = 5,88		
5. dito	51,71	75	a _e = 38,79 w _e = 12,92	a _R = 4,21 w _R = 3,68	a _e = 38,79 w _e = 12,92	a _e = 4,21 w _e = 3,68		
6. dito	34,46	80	a _e = 27,58 w _e = 6,88	a _R = 11,21 w _R = 6,09	a _e = 27,58 w _e = 6,88	a _e = 11,21 w _e = 6,09		

Der nach jeder Verdichtung gebliebene Restdampf wird jedesmal ganz von der gebildeten Flüssigkeit getrennt. Es ist ohne weiteres klar:

$$w_e + w_R = a_e f_e + a_R f_R = f_d$$

$$a_e + a_R = \frac{a_e f_e + a_R f_R}{a_e + a_R} = f_d$$

$$a_e = \frac{a_R (f_R - f_d)}{(f_d - f_e)}$$

$$a_e = \frac{a_d (f_R - f_d)}{(f_R - f_e)}$$

$$a_R = a_d - a_e$$

$$w_e = a_e f_e$$

Gegeben ist a_d + w_d folglich auch f_d, gefordert: f_e, also bekannt f_R.

100 kg Alkoholwasserdampf von 50% Gew. ergeben also bei teilweiser Verdichtung
 in 6 Stufen 34,46 kg Alkoholwasserdampf von 80% Gew.
 in 2 " 17,73 "

Tabelle 18 (Abb. 21).

Äthylalkohol und Wasser.

In Abtriebssäulen erforderlicher Wärmearaufwand C_a um 100 Kilo Wasser aus Alkohol-Wasser-Mischungen von $85 \div 0,5\%$ G ($89,4 \div 0,62$ M) abzutrennen (oder um ihnen [für je 100 Kilo Ablaufwasser] den Alkoholgehalt der Flüssigkeit von $0,01\%$ unten auf $0,5 \div 85\%$ oben zu erhöhen).

Alkoholgehalt der Flüssig- keit % G		Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a WE	Alkoholgehalt der Flüssig- keit % G		Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a WE	Alkoholgehalt der Flüssig- keit % G		Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a % G
des Dampfes % G			des Dampfes % G			des Dampfes % G		
85	88,0	695 800	55	77,8	67 500	25	69,0	17 600
84	87,60	593 400	54	77,5	64 500	24	68,4	16 900
83	87,0	515 500	53	77,3	61 200	23	67,7	16 200
82	86,50	454 900	52	77,1	58 200	22	67,0	15 800
81	85,95	413 100	51	76,9	55 500	21	66,3	14 800
80	85,50	368 600	50	76,7	53 000	20	65,5	14 100
79	85,0	337 200	49	76,4	50 600	19	64,5	13 600
78	84,6	317 700	48	76,2	48 300	18	63,5	13 100
77	84,20	292 100	47	75,9	46 400	17	62,4	12 400
76	83,80	252 900	46	75,7	44 400	16	61,2	11 900
75	83,50	230 300	45	75,4	42 500	15	60,0	11 400
74	83,1	213 000	44	75,2	40 700	14	58,6	10 900
73	82,7	199 100	43	74,9	39 000	13	57,0	10 400
72	82,4	183 300	42	74,6	37 500	12	55,5	9 800
71	82,0	171 600	41	74,3	35 900	11	53,6	9 300
70	81,7	159 400	40	74,0	34 550	10	51,6	8 900
69	81,3	150 400	39	73,8	33 000	9	49,2	8 440
68	80,9	141 800	38	73,6	31 400	8	46,3	8 070
67	80,6	133 200	37	73,4	30 000	7	43,3	7 660
66	80,30	125 490	36	73,1	28 800	6	39,8	7 250
65	80,0	118 000	35	72,8	27 500	5	36,0	6 810
64	79,8	110 300	34	72,5	26 300	4	31,2	6 420
63	79,6	104 000	33	72,2	25 200	3	26,3	5 860
62	79,3	101 100	32	71,9	24 100	2	18,5	5 700
61	79,1	95 600	31	71,6	23 000	1	10,5	5 290
60	78,9	90 100	30	71,2	22 100	0,5	5,7	5 090
59	78,7	85 300	29	70,8	21 100	0,3	3,36	5 400
58	78,4	81 000	28	70,5	20 100	0,1	1,10	5 410
57	78,2	74 806	27	70,0	19 200	0,05	0,55	5 420
56	78,0	70 900	26	69,5	18 500	0,01	0,11	5 430
	2	3		5	6		8	9

Für Tafel 19. Diese Zahlen der Spalten 3, 6 und 9 sind auf der Tafel nur $\frac{1}{10}$ so groß, weil statt auf 100 nur auf 10 bezogen.

Tabelle 19 (Tafel 21).

Äthylalkohol und Wasser.

Abtriebssäulen.

Äthylalkoholgehalt der Flüssigkeit (Fl) und des Dampfes (D) auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 6000$ bis 450 000 WE für 100 Kilo Ablaufwasser.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablaufwasser									
	6000 WE		7000 WE		7500 WE		8000 WE		9000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
27	0,129	1,47	—	—	—	—	—	—	—	—
26	0,121	1,33	—	—	6,15	40,12	—	—	—	—
25	0,112	1,22	4,05	31,4	5,95	39,69	7,6	45,25	—	—
24	0,1028	1,12	3,9	30,5	5,6	38,60	7,5	45,0	—	—
23	0,095	1,02	3,51	28,72	5,2	36,79	7,16	43,9	—	—
22	0,086	0,95	3,1	26,51	4,75	34,7	6,845	42,8	—	—
21	0,079	0,86	2,7	23,7	4,40	33,0	6,445	41,4	9,89	51,6
20	0,071	0,79	2,3	20,49	3,89	30,3	5,83	39,33	9,83	51,5
19	0,065	0,705	2,0	18,43	3,39	27,4	5,075	36,4	9,61	50,65
18	0,0595	0,65	1,5	15,69	2,61	23,30	4,29	32,65	9,32	49,75
17	0,054	0,60	1,1	12,25	2,18	19,42	3,39	28,25	8,77	48,55
16	0,048	0,55	0,9	9,70	1,76	16,49	2,61	23,05	8,0	46,3
15	0,044	0,48	0,65	7,50	1,35	13,5	1,9	18,0	6,94	43,1
14	0,04	0,44	0,5	5,62	0,99	10,42	1,32	13,7	5,72	38,73
13	0,0365	0,40	0,4	4,35	0,692	7,70	0,95	9,8	4,40	33,1
12	0,033	0,36	0,29	3,499	0,48	5,35	0,63	7,0	3,10	26,52
11	0,028	0,31	0,2	2,385	0,34	3,80	0,414	4,75	2,19	19,45
10	0,0235	0,28	0,19	1,855	0,29	2,85	0,273	3,19	1,35	14,09
9	0,023	0,25	0,17	1,49	0,195	2,10	0,180	2,10	0,84	9,05
8	0,0205	0,230	0,19	1,15	0,14	1,60	0,120	1,42	0,528	5,77
7	0,0195	0,210	0,088	0,987	0,11	1,15	0,089	0,92	0,195	2,29
6	0,0175	0,190	0,065	0,665	0,08	0,899	0,063	0,701	0,119	1,42
5	0,016	0,175	0,05	0,55	0,06	0,66	0,045	0,50	0,079	0,88
4	0,015	0,162	0,039	0,44	0,04	0,51	0,032	0,37	0,051	0,55
3	0,0135	0,149	0,03	0,329	0,038	0,439	0,0225	0,25	0,033	0,336
2	0,012	0,135	0,018	0,18	0,029	0,19	0,016	0,179	0,021	0,225
1	0,0109	0,12	0,013	0,13	0,014	0,14	0,014	0,118	0,0165	0,149
	0,01	0,11	0,01	0,11	0,01	0,11	0,01	0,1	0,01	0,1

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C _a für 100 Kilo Ablaufwasser							
	10 000 WE		12 000 WE		15 000 WE		20 000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
21	12,25	55,9	—	—	—	—	—	—
20	12,22	55,7	—	—	—	—	—	—
19	11,95	55,45	—	—	—	—	—	—
18	11,73	54,95	—	—	—	—	—	—
17	11,16	54,05	16,12	61,3	—	—	—	—
16	10,3	52,25	15,85	60,97	—	—	—	—
15	9,0	51,0	15,58	60,6	—	—	—	—
14	9,0	48,0	14,89	59,83	21,5	66,5	—	—
13	6,75	42,5	13,74	57,9	21,0	66,3	—	—
12	4,899	35,4	11,65	54,75	20,4	65,75	—	—
11	3,19	26,85	8,69	48,25	19,1	64,5	—	—
10	2,066	18,47	5,68	38,6	16,21	61,55	28,0	70,5
9	1,15	12,02	3,175	26,8	11,70	54,95	26,5	69,7
8	0,63	6,99	1,70	16,15	9,55	50,7	23,39	68,0
7	0,34	3,91	0,77	9,20	3,30	27,2	17,1	62,4
6	0,20	2,19	0,36	4,10	1,35	13,9	9,94	49,25
5	0,119	1,29	0,18	1,98	0,535	6,30	2,95	25,5
4	0,069	0,766	0,091	1,0	0,229	2,40	1,0	10,4
3	0,041	0,45	0,060	0,65	0,095	1,03	0,2069	3,03
2	0,0235	0,26	0,033	0,355	0,0495	0,445	0,088	0,97
1	0,017	1,513	0,020	0,18	0,0205	0,215	0,0295	0,324
	0,01	0,1	0,01	0,1	0,01	0,1	0,01	0,1
		3		5		7		9
	25 000 WE		30 000 WE		40 000 WE		65 000 WE	
10	32,4	72,1	—	—	—	—	—	—
9	31,95	71,9	37,0	73,4	44,0	75,2	54,5	77,6
8	30,55	71,4	36,1	73,1	43,1	74,95	54,0	77,5
7	24,2	68,6	31,75	71,8	41,85	74,6	53,45	77,4
6	13,59	57,8	20,29	64,4	34,2	72,59	50,0	76,7
5	5,0	36,0	11,0	44,35	17,1	62,6	34,9	72,8
4	1,53	14,88	2,39	20,3	4,9	25,2	11,21	54,0
3	0,414	4,78	0,581	6,43	1,05	11,0	2,18	19,4
2	0,108	1,3	0,149	1,62	0,216	2,43	0,358	3,92
1	0,0348	0,38	0,0391	0,429	0,0467	0,510	0,0601	0,657
	0,01	0,1	0,01	0,10	0,01	0,10	0,01	0,10
		11		13		15		17
	120 000 WE		150 000 WE		225 000 WE		450 000 WE	
8	62,8	79,5	68,7	81,2	79,5	83,3	80,7	85,8
7	61,85	79,2	68,1	80,95	73,59	83,0	79,8	85,4
6	59,79	78,9	66,43	80,35	71,5	82,2	77,5	84,4
5	50,0	76,7	58,95	78,7	39,41	80,0	70,9	81,9
4	20,8	65,95	29,30	70,9	37,2	73,2	45,5	75,4
3	3,74	30,69	5,70	37,5	7,1	43,52	9,1	49,28
2	0,512	5,65	0,655	7,24	0,80	8,70	1,0	10,0
1	0,0704	0,765	0,082	0,88	0,089	0,99	0,099	1,1
	0,01	0,1	0,01	0,1	0,01	0,1	0,01	0,1
		20		22		24		26

Tabelle 20 (Tafel 22).

Äthylalkohol und Wasser.

Wärmemenge (WE), die 100 Kilo Alkoholwassermischungen von 0,5 bis 80 % zugeführt werden müssen (die ihnen zum Sieden fehlen), um ihren Alkoholgehalt dadurch um 1,0÷11% zu erhöhen.

Ursprünglicher Alkoholgehalt der Mischung		Oben: Alkoholgehalt auf dem Boden. M.											
		Unten: Die der Mischung bis zum Sieden zuzuführende Wärme.											
0,5 unterste Linie	%	1,0	1,5	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	WE	2875	3902	4507	5189	5808	6840	7411	7980	8892	9104	9310	9530
1	%	1,5	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	WE	1866	2975	3906	4865	5448	6042	6555	7061	7502	8010	8450	8985
1,5	%	2	2,5	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	WE	1512	2719	3181	4125	5297	6075	6636	7640	8047	8330	8630	9015
2	%	2,5	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
	WE	1166	2150	3210	4086	4832	5472	6052	6565	7120	7609	8141	8800
3	%	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
	WE	1604	2718	3609	4368	5040	5622	6222	6660	7100	7998	8564	8800
5	%	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
	WE	1133	2186	3019	3754	4450	5065	5710	6395	7000	7600	8280	8750
7	%	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
	WE	1008	1876	2663	3381	4333	5026	5698	6342	6930	7294	7920	8570
8	%	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	WE	950	1750	2585	3270	4160	4800	5480	6200	6770	7180	7860	8530
10	%	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
	WE	845	1643	2400	3114	3799	4462	5105	5777	6440	7000	7752	8454
15	%	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
	WE	743	1458	2166	2862	3525	4228	4930	5634	6300	7035	7852	8532
20	%	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	—
	WE	707	1401	2100	2800	3590	4268	4978	5744	6514	7368	8161	—
25	%	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	—
	WE	712	1422	2154	3000	3684	4450	5217	6109	6962	7857	8799	—
30	%	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	—	—
	WE	742	1503	2290	3093	3928	4800	5678	6609	7611	8624	—	—
35	%	36	37	38	39	40	41	42	43	44	—	—	—
	WE	799	1661	2478	3374	4312	5250	6247	7255	8337	—	—	—
40	%	41	42	43	44	45	46	47	48	—	—	—	—
	WE	876	1775	2768	3700	4726	5790	6908	8150	—	—	—	—
50	%	51	52	53	54	55	56	—	—	—	—	—	—
	WE	1087	2237	3463	4777	6135	7595	—	—	—	—	—	—
60	%	61	62	63	64	65	z. B. auf der Ordinate	—	—	—	—	—	—
	WE	1528	3175	4954	6882	9000	z. B. auf der Abszisse	—	—	—	—	—	—
70	%	71	72	73	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	WE	2414	5091	8160	—	—	—	—	—	—	—	—	—
80 oberste Linie	%	81	82	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	WE	5426	8024	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Tabelle 21 (Abb. 16.)

Äthylalkohol und Wasser.

Ein flüssiges Äthylalkohol-Wasser-Gemisch $a + w$ wird in solchen Stufen verdampft, daß die jedesmalige Restflüssigkeit $a_R + w_R$ um 1% schwächer als die vorhergehende ist. f_{dm} ist das mittlere Verhältnis der Dämpfe aus $a + w$ und aus $a_R + w_R$.

$$f_{dm} = \frac{a_{dm}}{w_{dm}} \quad a_d = \frac{a(f_R - f)}{f_R - f_{dm}} \quad a_R = \frac{a(f - f_{dm})}{f_R - f_{dm}}$$

Ursprung- flüssigkeit enthält	Rest- flüssigkeit enthält	Mitt- leres Ver- hältnis der Dämpfe f_{dm}	Alkohol		Wasser		Rest- flüssig- keit $a_R + w_R$ kg	Restflüssigkeit inner- halb von je 1. Stufen (Nur in der ersten Zeile jeder Dekade ist $a = 1$. In jeder folgenden Zeile der Dekade ist a um je a_d kleiner.)		Restflüssigkeit von 50% v. ans Ende (Nur in der aller- ersten Zeile ist $a = 1$. In jeder folgenden um je a_d kleiner.)	
			a_R kg	w_R kg	$a_R + w_R$ kg	$a + w = 2$ kg		% vom Gew. $a + w = 2$	$a_R + w_R$ kg	% v. Gew. $a + w =$	
50	49	0,3042	0,940	0,9776	1,917	1,917	95,85	—	95,85		
49	48	0,3093	0,943	1,043	1,986	1,862	93,10	—	93,10		
48	47	0,3149	0,944	1,060	2,004	1,773	88,65	—	88,65		
47	46	0,3192	0,945	1,108	2,053	1,720	86,00	—	86,00		
46	45	0,3237	0,945	1,152	2,097	1,653	83,65	—	83,65		
45	44	0,3281	0,946	1,204	2,150	1,608	80,40	—	80,40		
44	43	0,3324	0,946	1,250	2,196	1,550	77,50	—	77,50		
43	42	0,3378	0,947	1,306	2,253	1,506	75,30	—	75,30		
42	41	0,3432	0,948	1,363	2,311	1,463	73,15	—	73,15		
41	40	0,3487	0,948	1,422	2,370	1,422	71,10	—	71,10		
								$a + w = 2,5$	% vom Gew. $a + w = 2,5$		
40	39	0,3532	0,949	1,484	2,433	2,433	97,32	1,384	69,20		
39	38	0,3568	0,948	1,546	2,494	2,366	94,64	1,346	67,30		
38	37	0,3605	0,947	1,610	2,557	2,303	92,121	1,301	65,05		
37	36	0,3652	0,947	1,683	2,630	2,240	89,60	1,274	63,70		
36	35	0,3708	0,947	1,757	2,704	2,178	87,12	1,238	61,90		
35	34	0,3765	0,946	1,836	2,782	2,125	85,00	1,209	60,45		
34	33	0,3822	0,945	1,918	2,863	2,067	82,68	1,176	58,80		
33	32	0,3879	0,944	2,005	2,949	2,014	80,56	1,144	57,20		
32	31	0,3938	0,944	2,100	3,044	1,963	78,52	1,117	55,85		
31	30	0,4006	0,943	2,200	3,143	1,912	76,48	1,087	54,35		
								$a + w = 3,333$	% vom Gew. $a + w = 3,333$		
30	29	0,4084	0,940	2,300	3,240	3,240	97,20	1,058	52,90		
29	28	0,4155	0,940	2,416	3,356	3,155	94,65 II	1,031	51,35		
28	27	0,4235	0,940	2,540	3,480	3,074	92,22	1,002	50,10		
27	26	0,4338	0,940	2,730	3,670	3,064	91,92	0,998	49,90		
26	25	0,4442	0,940	2,820	3,760	2,951	88,53	0,963	48,15		
25	24	0,4557	0,939	2,970	3,909	2,885	86,55	0,940	47,00		

Urprungs- flüssigkeit	Rest- flüssigkeit enthält	Mittleres Verhältnis der Dämpfe f_{dm}	Alkohol		Wasser	Rest- flüssigkeit	Restflüssigkeit innerhalb von je 10 Stufen		Restflüssigkeit von 50% ÷ ans Ende	
			in der Restflüssigkeit jeder Stufe, wenn vor der Verdampfung $a = 1$ war (In jeder Zeile ist $a = 1$, folglich $a_R = 1 - a_d$.)					(Nur in der er-ten Zeile jeder Dekade ist $a = 1$. In jeder folgenden Zeile der Dekade ist a um je a_d kleiner.)		(Nur in der aller- ersten Zeile ist $a = 1$. In jeder folgenden um je a_d kleiner.)
a %	a_R %		a_R kg	w_R kg	$w_R + w_R$ kg	$a_R + w_R$ $a + w =$ 3,333 kg	$\% v. Gew.$ 3,33 $a + w =$	$a_R + w_R$ kg	$\% v. Gew.$ $a + w = 2$	
24	23	0,4695	0,939	3,140	4,079	2,826	84,78	0,921	47,05	
23	22	0,4848	0,935	3,310	4,245	2,763	82,89	0,900	45,00	
22	21	0,5004	0,933	3,510	4,443	2,699	80,97 II	0,881	44,05	
21	20	0,5175	0,929	3,716	4,645	2,636	79,08	0,860	43,00	
						$a + w = 5$	$\% v. Gew. a + w = 5$			
20	19	0,5386	0,928	3,954	4,882	4,882	97,64	0,839	41,95	
19	18	0,5626	0,925	4,213	5,138	4,767	95,34	0,819	40,95	
18	17	0,5887	0,924	4,510	5,434	4,667	93,34	0,802	40,10	
17	16	0,6183	0,920	4,830	5,750	4,559	91,18 III	0,783	39,15	
16	15	0,6504	0,915	5,182	6,097	4,445	88,90	0,764	38,20	
15	14	0,6766	0,913	5,605	6,518	4,348	86,96	0,747	37,35	
14	13	0,7305	0,908	6,076	6,984	4,256	85,12	0,732	36,60	
13	12	0,7781	0,904	6,629	7,533	4,169	83,38	0,716	35,80	
12	11	0,8338	0,896	7,249	8,145	4,073	81,46	0,700	35,00	
11	10	0,9019	0,884	7,956	8,840	3,962	79,24	0,681	34,05	
						$a + w = 10$	$\% v. Gew. a + w = 10$			
10	9	0,9853	0,881	8,898	9,779	9,779	97,79	0,667	33,35	
9	8	1,0962	0,874	10,050	10,924	9,602	96,02	0,655	32,75	
8	7	1,2347	0,852	11,100	12,152	9,320	93,20	0,636	31,80	
7	6	1,4111	0,835	13,070	13,905	9,080	90,80	0,619	30,95	
6	5	1,6452	0,806	15,310	16,116	8,780	87,80 IV	0,599	29,95	
5	4	1,9925	0,772	18,570	19,342	8,490	84,90	0,579	28,95	
4	3	2,5037	0,719	23,220	23,939	8,130	81,30	0,554	27,70	
3	2	4,1038	0,628	30,770	31,398	7,650	76,50	0,522	26,10	
2	1	6,4646	0,459	45,440	45,899	7,020	70,20	0,479	23,95	
1	0,5	12,534	0,457	90,900	91,357	6,418	64,18	0,438	21,90	
0,5	0,25	26,474	0,452	188,000	188,452	6,040	60,40	0,412	20,60	
0,25	0,150	51,690	0,520	389,40	389,920	5,650	56,50	0,385	19,25	
0,150	0,100	78,443	0,646	645,00	645,640	5,496	54,96	0,374	18,70	
0,100	0,050	135,365	0,464	928,00	928,464	5,104	51,04	0,348	17,40	
0,050	0,010	544,450	0,1189	1189,00	1189,1189	3,032	30,32	0,207	10,35	

2

9

11

Tabelle 22 (Abb. 16.)

Äthylalkohol und Wasser.

Ein Alkohol-Wasser-Dampf-Gemisch $a_s + w_s = 1,666$ Kilo (von 60 bis 92%), in dem $a_s = 1$ ist, wird in solchen Stufen niedergeschlagen, daß der jedesmalige Restdampf $a_e + w_e$ um 1% stärker als in der vorhergehende ist; f_{Rm} ist das mittlere Verhältnis der Flüssigkeit, aus der

$$a_s + w_s \text{ und aus der } a_e + w_e \text{ entstand. } a_e = \frac{a_s (f_{Rm} - f_s)}{(f_{Rm} - f_e)}$$

Ur- sprungs- dampf enthält	Rest- dampf enthält	Mittleres Verhältnis der Flüssig- keit f_{Rm}	Alkohol Wasser im Restdampf jeder Stufe, wenn vor der Ver- dampfung $a_s = 1$ war		Restdampf jeder Stufe		Restdampf nach n-Ver- dampfungen	
			a_e kg	w_e kg	$a_e + w_e$ kg	$a_e + w_e$ %	$a_e + w_e$ kg	$a_e + w_e$ %
60	61	5,458	0,994	0,630	1,624	97,8	1,624	97,8
61	62	5,137	0,994	0,608	1,602	97,8	1,590	95,4
62	63	4,869	0,994	0,584	1,578	97,8	1,557	93,4
63	64	4,559	0,994	0,557	1,551	97,8	1,522	91,2
64	65	4,267	0,993	0,534	1,527	97,8	1,490	89,4
65	66	4,003	0,993	0,512	1,505	97,8	1,458	87,3
66	67	3,712	0,993	0,490	1,483	97,7	1,426	85,5
67	68	3,419	0,993	0,368	1,461	97,7	1,394	83,6
68	69	3,196	0,992	0,445	1,437	97,6	1,362	81,6
69	70	2,852	0,992	0,425	1,417	97,6	1,332	79,8
70	71	2,547	0,991	0,405	1,397	97,4	1,302	78,0
71	72	2,257	0,990	0,385	1,375	97,4	1,272	76,3
72	73	1,957	0,989	0,365	1,354	97,4	1,240	74,4
73	74	1,659	0,986	0,346	1,332	97,4	1,204	72,3
74	75	1,399	0,982	0,327	1,309	97,4	1,168	70,0
75	76	1,199	0,978	0,307	1,285	97,1	1,127	67,7
76	77	1,031	0,975	0,291	1,266	96,9	1,087	65,2
77	78	0,864	0,972	0,274	1,246	95,7	1,041	62,4
78	79	0,719	0,965	0,255	1,220	95,2	0,991	59,5
79	80	0,596	0,956	0,239	1,195	94,4	0,938	56,3
80	81	0,499	0,940	0,223	1,163	93,40	0,871	52,3
81	82	0,434	0,928	0,204	1,132	91,40	0,797	47,8
82	83	0,380	0,915	0,186	1,101	90,0	0,719	43,1
83	84	0,329	0,905	0,173	1,078	89,20	0,643	38,6
84	85	0,2865	0,872	0,154	1,026	86,0	0,558	33,5
85	86	0,2494	0,839	0,137	0,976	82,86	0,461	27,7
86	87	0,219	0,809	0,121	0,930	80,16	0,368	22,1
87	88	0,190	0,758	0,103	0,861	74,90	0,276	16,6
88	89	0,1643	0,684	0,085	0,769	67,67	0,187	11,2
89	90	0,141	0,600	0,064	0,664	58,87	0,127	7,62
90	91	0,122	0,564	0,056	0,620	46,80	0,0618	3,71
91	92	0,105	0,2775	0,024	0,301	27,36	0,0169	1,014
92	93	0,089	0,14284	0,011	0,153	14,07	0,00238	0,143

Tabelle 23 (Tafel 17).

Methylalkohol und Wasser.

$$\alpha = 255$$

$$\beta = 550$$

Methylalkoholgehalt der flüssigen Methylalkohol-Wasser-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{w}{a} = f$ und der Dämpfe $\frac{w_d}{a_d} = f_d$;

$$\text{Werte von } \frac{\alpha + f\beta}{f - f_d} \text{ und } \frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}.$$

Die Prozentzahlen nach H. Bergström vom Verfasser verdichtet.

Methyl- alkohol in der Flüssig- keit o/o	f	Methyl- alkohol im Dampf o/o	f	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \beta}{f - f_d}$
100	0	100	0		
99	0,0101	99,66	0,00340	38888	38327
98	0,0204	99,32	0,00687	19720	19703
97,06	0,0303	99	0,0101	13449	12896
97	0,0309	98,980	0,0104	13268	12717
96	0,0417	98,640	0,0137	9960	9393
95	0,0525	98,3	0,0173	8066	7500
94,1625	0,0619	98	0,0204	6965	6414
94	0,0638	97,941	0,0210	6778	6268
93	0,0752	97,581	0,0257	5785	5434
92	0,0869	97,22	0,0288	5212	4661
91,3875	0,0939	97	0,0309	4867	4317
91	0,099	96,851	0,0324	4647	4096
90	0,111	96,5	0,0364	4236	3686
89	0,123	96,149	0,0406	3916	3365
88,5325	0,1299	96	0,0417	3737	3146
88	0,136	95,755	0,0442	3594	3039
87	0,149	95,415	0,0483	3363	2804
86	0,160	95,076	0,0518	3178	2622
85,587	0,1687	95	0,0525	2995	2447
85	0,176	94,8	0,0546	2951	2346
84	0,190	94,445	0,0589	2747	2190
83	0,205	94,090	0,0627	2580	2035
82,775	0,2085	94	0,0638	2557	2006
82	0,219	93,727	0,0674	2483	1933
81	0,234	93,364	0,0700	2341	1789
80	0,250	93	0,0752	2247	1593
79	0,266	92,68	0,0790	2143	1588
78	0,282	92,36	0,0825	2050	1500
77	0,2987	92,04	0,0867	2069	1500
76,875	0,3007	92	0,0869	1964	1417
76	0,3159	91,720	0,0903	1899	1351
75	0,3333	91,4	0,0937	1830	1279

Methyl- alkohol in der Flüssig- keit ‰	f	Methyl- alkohol im Dampf ‰	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \beta}{f - f_d}$
74	0,352	91,040	0,0986	1770	1218
73,886	0,3626	91	0,099	1724	1172
73	0,370	90,687	0,1025	1716	1167
72	0,389	90,323	0,107	1663	1113,5
71,111	0,4075	90	0,111	1615	1065
71	0,409	89,966	0,111	1606	1060
70	0,429	89,6	0,1165	1568	1019,2
69	0,449	89,24	0,121	1530	978,7
68,330	0,462	89	0,123	1502	949,9
68	0,472	88,884	0,125	1484	933,8
67	0,489	88,524	0,1297	1456	905,6
66	0,515	88,164	0,131	1400	851,5
65,533	0,527	88	0,136	1393	843,8
65	0,538	87,8	0,139	1380	759,7
64	0,563	87,524	0,142	1342	790,8
63	0,587	87,164	0,148	1326	765,4
62,775	0,592	87	0,149	1310	760,6
62	0,613	86,72	0,153	1285	737,0
61	0,639	86,36	0,158	1259	711,0
60	0,666	86	0,162	1230	682,6
59	0,695	85,67	0,168	1208	658,9
58	0,724	85,33	0,172	1183	633,2
57,059	0,751	85	0,176	1183	612,7
57	0,754	84,999	0,177	1161	610
56	0,785	84,657	0,182	1138	588,6
55	0,818	84,3	0,186	1115	565,8
54,25	0,842	84	0,191	1103	552,9
54	0,851	83,9	0,192	1097	548
53	0,887	83,50	0,198	1077	528,1
52	0,923	83,1	0,203	1058	509,3
51,75	0,931	83	0,205	1056	506
51	0,961	82,7	0,209	1043	492
50	1,000	82,3	0,216	1027	477
49,3175	1,029	82	0,219	1013	463
49	1,041	81,882	0,221	1009	458,3
48	1,082	81,440	0,228	995	444,9
47,045	1,127	81	0,234	994	436,2
48	1,128	80,7	0,239	987	434,2
46	1,174	80,4	0,243	966,7	407,7
45	1,222	80,1	0,249	952,9	402,9
44,78	1,234	80	0,250	948,6	398,2
44	1,273	79,64	0,257	949,8	393,8

Methyl- alkohol in der Flüssig- keit %	f	Methyl- alkohol im Dampf %	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \beta}{f - f_d}$
43	1,326	79,18	0,262	978,0	375,0
42,607	1,349	79	0,266	920,2	370,1
42	1,380	78,72	0,270	913,5	364,0
41	1,439	78,26	0,278	900,0	350,9
40,435	1,477	78	0,282	893	343,2
40	1,500	77,8	0,286	891	339,8
39	1,564	77,2	0,296	881	330,0
38,4	1,601	77	0,299	874,4	322,6
38	1,630	76,7	0,303	868,4	318,5
37	1,703	76,2	0,312	857,2	306,4
36,4	1,749	76	0,316	851,0	299,3
36	1,778	75,8	0,319	845,2	294,7
35	1,857	75,3	0,328	834,6	284,5
34,696	1,887	75	0,333	831,8	281,8
34	1,941	74,94	0,345	828,5	279,8
33	2,033	74,28	0,347	810,1	263,7
32,931	2,039	74	0,352	804	265,0
32	2,124	73,62	0,3587	805	255,8
31,166	2,209	73	0,370	801	249,6
31	2,225	72,96	0,372	799	248,1
30	2,333	72,3	0,382	788,7	238,5
29,571	2,387	72	0,389	783,9	234,0
29	2,449	71,6	0,398	781,4	230,2
28,143	2,548	71	0,409	775,2	224,6
28	2,571	70,9	0,410	772,5	222,2
27	2,704	70,2	0,423	764,0	214,0
26,714	2,749	70	0,429	761,6	211,6
26	2,847	69,5	0,439	755,7	205,6
25,286	2,959	69	0,449	749,9	200,0
25	3,000	68,8	0,452	748,6	197,3
24,2	3,132	68	0,470	743,1	193,2
24	3,167	67,8	0,473	742,6	191,2
23,2	3,310	67	0,489	735,9	185,8
23	3,348	66,8	0,498	731,7	184,5
22,2	3,501	66	0,515	730,5	180,2
22	3,542	65,8	0,520	729,4	179,2
21,2	3,719	65	0,538	724,4	173,2
21	3,762	64,8	0,542	721,6	172,3
20,2	3,949	64	0,563	717,1	166,6
20	4,000	63,8	0,568	715,3	165,4
19,4118	4,166	63	0,587	730,8	165,9
19	4,2661	62,44	0,6004	709,6	159,6

Methyl- alkohol in der Flüssig- keit %	f	Methyl- alkohol im Dampf %	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \beta}{f - f_d}$
18,677	4,359	62	0,613	708,2	158,0
18	4,550	61,08	0,638	705,1	154,9
17,941	4,587	61	0,639	703,7	153,5
17,206	4,811	60	0,666	699,6	150,0
17	4,882	59,72	0,677	699,9	149,1
16,471	5,079	59	0,693	694,9	147,5
16	5,250	58,36	0,716	693,1	143,1
15,735	5,374	58	0,724	690,2	140,6
15	5,660	57	0,754	686,7	136,6
14,510	5,899	56	0,785	682,4	134,4
14,019	6,139	55	0,818	682,4	132,7
14	6,143	54,96	0,820	682,6	132,2
13,529	6,407	54	0,851	680,2	133,2
13,039	6,687	53	0,887	680,0	128,5
13	6,692	52,92	0,890	678,4	128,3
12,549	6,929	52	0,923	677,5	126,8
12,059	7,298	51	0,961	673,6	123,7
12	7,333	50,88	0,982	674,9	125,1
11,568	7,649	50	1,00	671,0	120,6
11,079	8,012	49	1,042	668,9	118,8
11	8,104	48,84	1,049	667,4	117,8
10,588	8,528	48	1,082	664,2	114,1
10,098	8,990	47	1,128	662,8	112,8
10	9,000	46,8	1,138	662,0	112,0
9,784	9,202	46	1,174	661,8	112,2
9,514	9,499	45	1,222	661,9	112,0
9,243	9,7960	44	1,273	662,5	112,1
9,0	10,111	43,1	1,320	661,8	111,6
8,970	10,149	43	1,326	660,7	111,4
8,676	10,502	42	1,380	661,6	111,2
8,382	10,903	41	1,439	660,8	110,5
8,038	11,397	40	1,500	658,8	109,1
8,0	11,500	39,7	1,519	659	109,2
7,942	11,599	39	1,569	661,4	111,6
7,500	12,303	38	1,630	660,0	108,3
7,206	12,898	37	1,703	660	106,4
7,0	13,186	36,3	1,752	655,6	105,7
6,919	13,497	36	1,778	652,6	104,8
6,648	14,003	35	1,857	654,0	104,3
6,378	14,700	34	1,940	654,6	103,7
6,193	15,396	33	2,033	653,3	102,7
6,0	15,790	32,6	2,069	652,6	101,6

Methyl- alkohol in der Flüssig- keit %	f	Methyl- alkohol im Dampf %	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \beta}{f - f_d}$
5,85	16,099	32	2,105	650,4	100,88
5,60	16,709	31	2,226	651,6	102,60
5,35	17,699	30	2,333	650,0	99,90
5,1	18,200	29	2,449	653,9	100,50
5,0	19,200	28,6	2,499	647,7	97,70
4,8749	19,501	28	2,571	650,0	98,80
4,666	20,301	27	2,704	648,6	99,00
4,4583	21,401	26	2,847	647,0	97,96
4,25	22,481	25	3,000	647,9	97,80
4,0417	23,797	24	3,167	647,1	97,00
4,00	24,000	23,8	3,200	647,0	96,92
3,84	25,001	23	3,348	645,7	96,64
3,64	26,499	22	3,542	645,0	95,90
3,44	28,099	21	3,762	645,5	95,30
3,24	29,898	20	4,0	637,2	94,68
3,04	31,899	19	4,266	643,4	94,40
3,0	32,333	18,8	4,325	644,1	94,06
2,80	34,700	18	4,550	642,4	91,59
2,55	38,200	17	4,882	638,5	88,20
2,30	42,456	16	5,250	635,7	85,02
2,05	47,799	15	5,660	630,4	80,00
2,0	49	14,8	5,759	629,5	79,20
1,8924	51,895	14	6,143	629,2	79,20
1,7573	56,399	13	6,692	629,2	79,16
1,6222	60,698	12	7,333	630,7	80,36
1,4871	66,297	11	8,091	630,8	80,83
1,3520	73,080	10,0	9,0	631,4	81,29
1,2169	81,271	9,0	10,110	635,1	81,77
1,0818	91,492	8,0	11,500	632,1	82,25
1,0	99	7,40	12,501	632,3	82,40
0,9	114	6,68	13,998	632,0	82,50
0,8	124	5,96	15,802	631,5	83,54
0,7	141,9	5,24	18,099	630,7	82,45
0,6	165,7	4,52	21,103	630,5	81,70
0,5	199	3,80	25,319	630,8	81,53
0,4	249	3,00	32,333	632,2	83,125
0,3	332,33	2,20	44,46	635,5	85,65
0,2	499	1,40	70,40	640,3	90,85
0,1	999	0,60	165,67	659,0	108,50

Tabelle 24 (Tafel 19).

Methylalkohol und Wasser.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Methylalkohol als Produkt von 80—90—99% G zu gewinnen aus Wassermischungen von 94,16 bis 0,08% G.

In Abtriebssäulenerforderlicher Wärmeaufwand C_a um 100 Kilo Ablaufwasser aus Methylalkohol-Wasser-Mischungen von 71,11—0,08% abzutreiben (oder um in ihnen für 100 kg Ablaufwasser den Methylalkoholgehalt des Dampfes von 0,01% unten auf 0,5 bis 90% oben zu erhöhen).

Ursprünglicher Methylalkoholgehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Alkohol als Produkt von			C_a WE
der Flüssigkeit	des Dampfes	80% C_R	90% C_R	99% C_R	
% G	% G	WE	WE	WE	
94,96	98	—	—	71,7	C_a
85,58	95	—	—	127	WE
71,11	90	—	—	166	
57,06	85	—	76,9	196	106 500
44,78	80	—	132	228	61 270
34,70	75	69,0	185	270	39 820
26,71	70	132,2	241	318	28 180
21,20	65	208,5	309	383	21 160
17,21	60	291,2	389	459	17 320
14,02	55	386,2	487	549	15 000
11,57	50	503,2	575	673	13 270
9,51	45	643,4	734	802	12 060
8,09	40	820,5	915	982	11 198
6,65	35	1 051	1 142	1 208	10 980
5,35	30	1 354	1 444	1 510	10 430
4,25	25	1 782	1 872	1 937	9 990
3,64	22	2 122	2 195	2 277	9 780
3,25	20	2 411	2 489	2 566	9 590
2,55	17	2 956	3 025	3 108	9 468
2,05	15	3 443	3 529	3 596	8 820
1,62	12	4 517	4 658	4 613	8 000
1,35	10	5 521	5 609	5 676	8 036
1,22	9	6 262	6 385	6 420	8 129
1,08	8	7 110	7 190	7 268	8 177
0,95	7	8 190	8 275	8 347	8 225
0,89	6	9 928	9 931	9 935	8 000
0,67	5	11 879	12 036	12 190	.
0,53	4	15 000	15 114	15 150	.
0,40	3	20 275	20 363	20 426	.
0,28	2	31 000	31 000	31 017	8 300?
0,15	1	62 350	62 351	62 370	.
0,08	0,5	125 000	125 000	125 000	.
0,07	0,45	—	—	—	11 000?
1	2	3	4	5	6

Für Tafel 19.

Tabelle 25. (Tafel 24.)
Methylalkohol und Wasser.
Verstärkungssäulen.

Methylalkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99% Methylalkohol beim Aufwand von $C_R = 3000 \div 250\,000$ WE Rücklaufwärme für je 10 Kilo Methylalkohol.

Nr. der Böden v oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Methylalkohol													
	3000 WE		5000 WE		6000 WE		8000 WE		10000 WE		20000 WE		30000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0
1	94,0	98,0	93,4	97,7	93,36	97,6	93,1	97,5	97,0	98,99	96,7	98,85	96,3	98,75
2	90,0	96,5	87,6	95,55	86,4	95,1	84,5	94,0	84,8	94,68	81,8	93,5	80,6	93,0
3	86,2	95,0	76,6	91,9	73,0	90,7	67,0	88,5	65,6	88,10	54,7	84,2	48,8	81,7
4	78,0	92,5	58,9	85,4	50,0	82,4	38,2	77,0	32,9	74,10	18,8	62,2	14,02	55,0
5	68,1	88,9	37,0	76,0	26,2	69,7	17,2	60,0	13,45	53,9	6,65	35,0	4,48	26,2
6	56,1	84,7	22,5	66,2	15,37	58,0	10,5	49,0	8,83	42,5	4,52	26,3	3,04	19,0
7	45,2	80,2	18,0	61,0	13,7	54,5	9,7	45,5	8,15	40,25	4,15	24,75	2,65	17,8
8	38,2	76,7	16,5	58,75	13,0	53,0	9,6	45,3	8,0	39,8	4,11	24,3	2,61	17,66
9	34,1	74,1	15,75	58,0	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
10	31,8	73,5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
11	30,0	72,3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

	40000 WE		50000 WE		100000 WE		150000 WE		200000 WE		250000 WE	
	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0	97,06	99,0
1	96,0	98,64	92,8	97,42	91,9	97,15	91,45	97,1	91,4	97,11	91,38	97,04
2	78,8	92,5	78,2	92,42	76,8	91,9	76,5	91,8	76,0	91,7	75,66	91,6
3	45,7	80,3	44,0	79,60	39,33	77,44	38,1	76,8	37,3	76,45	36,5	76,1
4	11,8	50,5	10,1	48,90	8,45	41,25	8,09	40,0	7,9	38,9	7,45	37,8
5	3,64	22,0	3,11	19,30	1,80	13,24	1,49	11,1	1,41	10,44	1,26	9,3
6	2,07	15,1	3,68	12,5	0,91	6,92	0,66	5,05	0,58	4,35	0,45	3,4
7	1,87	13,8	1,53	11,3	0,81	6,10	0,575	4,30	0,40	3,0	0,35	2,61
8	1,84	13,6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

Verstärkungssäulen bis 25% Gew.

	5000 WE		10000 WE		20000 WE		30000 WE		40000 WE		60000 WE		80000 WE	
1	4,35	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0
2	3,44	21,0	2,95	18,4	2,05	15,0	1,75	12,9	1,55	11,5	1,0	8,1	0,95	7,0
3	3,44	21,0	2,70	17,75	1,80	13,9	1,55	11,5	1,30	8,75	—	—	0,30	5,96
	100000 WE		150000 WE		200000 WE									
1	4,25	25,0	4,25	25,0	4,25	25,0								
2	0,925	6,8	0,9	6,68	0,82	6,0								
3	0,75	5,5	—	—	—	—								

Tabelle 26 (Tafel 25).

Methylalkohol und Wasser.

Höchster Alkoholgehalt (in Gewichts-Prozenten) des Dampfes aus Methylalkohol-Wassermischungen von 0,5 ÷ 15,0 %/o, wenn diese mit 0—90° unter ihrer Siedetemperatur in den kontinuierlichen Destillier-Apparat treten. Angabe der der Mischung zum Sieden fehlenden Kalorien C_h auf 10 Kilo Methylalkohol bezogen. Das für 10 Kilo Methylalkohol erforderliche Gewicht der Mischung in Spalte 1 ist in Klammern unter die Prozentangabe der Mischung gesetzt.

Alkohol- gehalt der Mischung % G			Es fehlen der Mischung zum Sieden °C						
			0°	10°	20°	30°	50°	70°	90°
0,5 (2000)	C_h	WE	0	20000	40000	60000	100000	140000	180000
	im Dampf	%	3,8	4,2	5,0	6,25	9,95	17,0	28
	in der Flüssigkeit	%	0,5	0,56	0,74	0,84	1,38	2,55	4,9
	C_h	WE	0	10000	20000	30000	50000	70000	90000
1,0 (1000)	im Dampf	%	7,4	8,4	9,8	11,75	15,5	22,0	35,7
	in der Flüssigkeit	%	1,0	1,14	1,32	1,61	2,17	3,6	7,4
1,5 (667)	C_h	WE	0	6667	13333	20000	33333	46666	60000
	im Dampf	%	11,1	12,5	14	15,5	19,8	27,8	40,5
	in der Flüssigkeit	%	1,5	1,68	1,89	2,3	3,1	4,8	8,2
	C_h	WE	0	5000	10000	15000	25000	35000	45000
2,0 (500)	im Dampf	%	14,8	16,1	17,16	19,5	24,5	32,5	46
	in der Flüssigkeit	%	2,0	2,17	2,51	3,1	4,04	6,0	9,78
3 (333)	C_h	WE	0	3333	6667	10000	16667	23333	30000
	im Dampf	%	18,8	20,6	22,66	24,25	32,0	40,2	50,0
	in der Flüssigkeit	%	3,0	3,4	3,75	4,3	5,85	8,08	11,586
	C_h	WE	0	2000	4000	6000	10000	14000	18000
5 (200)	im Dampf	%	28,6	30,5	33,0	36,4	42,5	49,25	56,25
	in der Flüssigkeit	%	5,0	5,47	6,0	7,0	8,8	11,20	14,5
7 (143)	C_h	WE	0	1433	2866	4300	7166	10033	12900
	im Dampf	%	36,3	39,4	42,0	45,0	50,8	56,33	60,5
	in der Flüssigkeit	%	7,0	8,0	8,64	9,51	12,0	14,66	17,5
	C_h	WE	0	1000	2000	3000	5000	7000	9000
10 (100)	im Dampf	%	46,8	48,7	50,7	54	58	61,25	65,6
	in der Flüssigkeit	%	10	10,87	11,99	3,53	15,73	18,17	21,2
15 (66)	C_h	WE	0	715	1431	2146	3557	5007	6438
	im Dampf	%	57	58,6	60,25	62,5	65,5	68,3	70,2
	in der Flüssigkeit	%	15	16,27	16,66	19	21,1	24,3	27

Tabelle 27 (Tafel 26).

Methylalkohol und Wasser.

Abtriebssäulen.

Methylalkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen bei Aufwand von $C_a = 13000 \div 100000$ WE für 100 Kilo Ablaufwasser.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablaufwasser									
	13 000 WE		14 000 WE		15 000 WE		17 000 WE		20 000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
18	0,13	0,79	0,455	3,34	4,25	25	15,55	57,7	24,9	68,7
17	0,11	0,65	0,295	2,15	2,90	18,4	12,25	51,5	24,6	68,4
16	0,10	0,59	0,220	1,49	1,68	12,66	8,95	42,9	23,3	67,1
15	0,083	0,50	0,160	1,07	1,00	7,45	6,10	32,8	21	64,8
14	0,070	0,41	0,133	0,80	0,58	4,43	4,04	24,0	17,56	60,5
13	0,065	0,39	0,100	0,61	0,395	2,90	2,30	16,0	12,75	52,55
12	0,051	0,31	0,082	0,50	0,30	2,2	1,25	9,26	8,23	40,5
11	0,048	0,29	0,070	0,41	0,19	1,16	0,70	5,24	4,83	27,8
10	0,041	0,25	0,065	0,39	0,15	0,90	0,48	2,9	2,42	16,5
9	0,035	0,21	0,051	0,31	0,101	0,61	0,27	1,65	1,14	8,5
8	0,031	0,19	0,049	0,295	0,081	0,50	0,167	1,0	0,6	4,53
7	0,026	0,155	0,035	0,210	0,065	0,39	0,11	0,70	0,3	2,20
6	0,0233	0,140	0,031	0,19	0,05	0,30	0,081	0,49	0,18	1,075
5	0,021	0,125	0,029	0,175	0,035	0,21	0,051	0,31	0,10	0,60
4	0,017	0,101	0,025	0,150	0,029	0,175	0,0367	0,22	0,065	0,39
3	0,013	0,08	0,017	0,101	0,021	0,125	0,03	0,18	0,037	0,225
2	0,012	0,07	0,015	0,09	0,0165	0,100	0,018	0,11	0,025	0,15
1	0,010	0,061	0,0133	0,07	0,0133	0,08	0,015	0,09	0,015	0,09
0	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablaufwasser									
	25 000 WE		30 000 WE		50 000 WE		70 000 WE		100 000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
15	31	72,96	—	—	—	—	—	—	—	—
14	30,9	72,9	—	—	—	—	—	—	—	—
13	29,95	72,25	36	75,8	—	—	—	—	—	—
12	28,14	71,0	35	75,3	51,30	82,85	—	—	—	—
11	23,2	67,1	32,1	73,7	51,1	82,8	61,0	86,20	—	—
10	16,4	58,95	25,4	69,2	50,1	82,4	60,1	86,1	69	89,24
9	9,28	44,8	15,6	57,9	47,045	81,0	59,1	85,8	68,33	89,00
8	5,13	29,2	8,38	41,0	40,1	77,7	55,5	84,5	65,55	88,0
7	2,30	16,0	3,64	22,0	23,6	67,4	42,8	79,1	57,06	85,0
6	0,948	7,1	1,35	10,0	8,98	43,5	21,2	65,0	36,4	76,0
5	0,40	3,0	0,50	3,8	2,8	18,0	6,65	35,0	12,1	51,25
4	0,199	1,32	0,20	1,4	0,8	5,95	1,55	11,55	2,8	18,0
3	0,10	0,60	0,095	0,57	0,22	1,60	0,47	2,79	0,585	4,4
2	0,05	0,299	0,049	0,295	0,082	0,495	0,133	6,8	0,15	0,9
1	0,178	0,107	0,018	0,12	0,031	0,19	0,033	0,20	0,038	0,23
0	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06	0,01	0,06

Tabelle 28 (Tafel 16).

Methylalkohol und Wasser.

Ein flüssiges Methylalkohol-Wasser-Gemisch $a + w$ wird in solchen Stufen verdampft, daß die jedesmalige Restflüssigkeit $a_R + w_R$ um 1% schwächer als die vorhergehende ist. f_{dm} ist das mittlere Verhältnis der Dämpfe aus $a + w$ und aus $a_R + w_R$.

$$a_d = \frac{a(f_R - f)}{f_R - f_{dm}} \quad a_R = \frac{a(f - f_{dm})}{(f_R - f_{dm})}$$

Ur- sprungs- Flüssigkeit enthält	Rest- a	Mittleres Ver- hältnis der Dämpfe f_{dm}	Alkohol Wasser in der Restflüssigkeit jeder Stufe, wenn Verdampfung $a = 1$ war		Rest- flüssig- keit $a_R + w_R$ kg	Restflüssigkeit innerhalb von je 10 Stufen		Rest- flüssig- keit von 50% bis ans Ende $a_R + w_R$ %
			a_R kg	w_R kg		$a_R + w_R$ kg	$a_R + w_R$ %	
50	49	0,2185	0,949	0,986	1,932	1,932	96,6	96,6
49	48	0,2245	0,949	1,024	1,973	1,773	88,7	88,7
48	47	0,2335	0,949	1,072	2,021	1,725	86,25	86,25
47	46	0,2410	0,949	1,110	2,059	1,668	83,4	83,4
46	45	0,2460	0,949	1,157	2,106	1,490	74,5	74,5
45	44	0,2530	0,949	1,205	2,154	1,440	72,0	72,0
44	43	0,2595	0,948	1,257	2,205	1,400	70,0	70,0
43	42	0,2660	0,948	1,308	2,256	1,354	67,7	67,7
42	41	0,2740	0,947	1,362	2,309	1,316	65,8	65,8
41	40	0,2820	0,947	1,420	2,367	1,278	63,9	63,9
40	39	0,2860	0,947	1,480	2,427	2,427	97,08	62,0
39	38	0,2995	0,947	1,543	2,490	2,233	89,32	60,6
38	37	0,3075	0,946	1,608	2,554	2,162	86,48	58,3
37	36	0,3155	0,946	1,680	2,626	2,110	89,40	55,5
36	35	0,3255	0,946	1,755	2,701	2,054	82,16	54,0
35	34	0,3305	0,946	1,835	2,781	2,001	80,04	52,5
34	33	0,3460	0,945	1,918	2,863	1,944	77,76	51,05
33	32	1,3528	0,945	1,984	2,929	1,881	75,24	49,4
32	31	0,3654	0,945	2,100	3,045	1,845	73,80	48,5
31	30	0,3771	0,944	2,201	3,145	1,805	72,20	47,5
30	29	0,3898	0,943	2,305	3,248	3,248	97,44	45,5
29	28	0,4038	0,949	2,420	3,362	2,983	89,49	44,7
28	27	0,4165	0,941	2,540	3,481	2,909	87,27	43,75
27	26	0,421	0,939	2,676	3,615	2,833	84,99	42,5
26	25	0,446	0,939	2,817	3,756	2,760	82,80	41,4
25	24	0,463	0,939	2,972	3,911	2,697	80,91	40,3
24	23	0,486	0,937	3,133	4,070	2,629	78,87	39,45
23	22	0,509	0,935	3,309	4,244	2,562	76,86	38,3
22	21	0,521	0,932	3,504	4,426	2,488	76,64	37,15
21	20	0,555	0,930	3,720	4,650	2,425	72,75	36,25

Ur- sprungs- Flüssigkeit enthält	Rest- a	Mittleres Ver- hältnis der Dämpfe fdm	Alkohol		Rest- flüssig- keit vor der Verdampfung a = 1 war	Restflüssigkeit innerhalb von je 10 Stufen		Rest- flüssig- keit von 50% bis ans Ende
			in der Restflüssigkeit a _R	Wasser WR		a _R + WR	a _R + WR	
%	%		kg	kg	kg	kg	%	%
20	19	0,584	0,928	3,958	4,886	4,886	97,7	35,2
19	18	0,619	0,924	4,204	5,128	4,390	87,8	34,1
18	17	0,657	0,921	4,494	5,415	4,270	85,4	33,0
17	16	0,696	0,918	4,819	5,737	4,154	83,1 ^{III}	32,05
16	15	0,735	0,915	5,178	6,093	4,037	80,7	31,05
15	14	0,787	0,909	5,582	6,491	3,906	78,1	30,08
14	13	0,855	0,904	6,047	6,961	3,786	75,7	29,16
13	12	0,935	0,900	6,597	7,497	3,667	73,4	28,28
12	11	1,015	0,896	7,248	8,141	3,565	71,3	27,51
11	10	1,110	0,890	8,010	8,900	3,471	69,4	26,74
10	9	1,229	0,876	8,760	9,636	9,636	96,36	25,28
9	8	1,419	0,862	9,910	10,772	8,10	81,0	24,3
8	7	1,635	0,847	11,110	11,957	7,62	76,2	22,70
7	6	1,910	0,812	12,820	13,632	7,05	70,5	20,55
6	5	2,284	0,798	15,320	16,118	6,66 ^{IV}	66,6	19,80
5	4	2,849	0,774	18,570	19,344	6,15	61,5	18,40
4	3	3,763	0,708	22,800	23,508	5,21	53,1	16,05
3	2	5,042	0,612	29,980	30,592	4,22	42	12,85
2	1	9,130	0,444	43,950	44,394	2,732	27,32	8,39
	2						8	9

Tabelle 29 (Tafel 16).

Methylalkohol und Wasser.

Ein Methylalkohol-Wasser-Dampf-Gemisch $a_s + w_s = 1,666$ Kilo, in dem $a_s = 1$ ist, wird in solchen Stufen niedergeschlagen, daß der jedesmalige Restdampf $a_e + w_e$ um 1% stärker als der vorhergehende ist. f_{Rm} ist das mittlere Verhältnis der Flüssigkeiten, aus denen

$$a_s + w_s \text{ und } a_e + w_e \text{ entstanden. } a_e = \frac{a_s (f_{Rm} - f_s)}{f_{Rm} - f_e}$$

Ursprungs- Dampf enthält	Rest- dampf	Mittleres Verhältnis der Flüssig- keit	Alkohol Wasser im Restdampf jeder Stufe, wenn vor der Kondensation		Restdampf jeder Stufe		Restdampf nach n-Kon- densationen	
			$a_c = 1$ a_e kg	war w_e kg	$a_e + w_e$ kg	$a_e + w_e$ %	$a_e + w_e$ kg	$a_e + w_e$ %
a_c %	a_e %	f_{Rm}						
60	61	4,699	0,993	0,6345	1,627	97,6	1,628	97,6
61	62	4,473	0,993	0,6087	1,602	96,0	1,590	95,4
62	63	4,263	0,993	0,5828	1,576	94,5	1,554	93,4
63	64	4,058	0,992	0,5584	1,550	93,0	1,518	91,0
64	65	3,834	0,992	0,5336	1,526	91,5	1,481	88,8
65	66	3,640	0,992	0,5108	1,503	90,0	1,447	86,8
66	67	3,406	0,991	0,4845	1,476	88,5	1,409	84,2
67	68	3,221	0,991	0,4657	1,456	87,3	1,377	82,6
68	69	3,096	0,991	0,4449	1,436	86,1	1,348	80,8
69	70	2,854	0,991	0,4251	1,416	84,8	1,318	79,0
70	71	2,649	0,990	0,4049	1,395	83,7	1,286	77,1
71	72	2,468	0,990	0,3851	1,375	82,5	1,256	75,3
72	73	2,298	0,990	0,3659	1,355	81,2	1,225	73,5
73	74	2,124	0,989	0,3481	1,337	80,2	1,195	71,7
74	75	1,963	0,988	0,3290	1,317	79,6	1,164	69,7
75	76	1,818	0,988	0,3122	1,300	78,0	1,136	68,1
76	77	1,675	0,988	0,2954	1,283	76,9	1,108	66,5
77	78	1,539	0,987	0,2783	1,265	75,9	1,079	64,7
78	79	1,413	0,986	0,2622	1,248	74,8	1,051	63,0
79	80	1,292	0,985	0,2462	1,231	73,8	1,023	61,3
80	81	1,182	0,981	0,2295	1,210	72,6	0,987	59,4
81	82	1,078	0,980	0,2146	1,194	71,5	0,953	57,5
82	83	0,979	0,980	0,2009	1,181	70,8	0,906	54,4
83	84	0,887	0,979	0,1869	1,166	70,0	0,872	52,3
84	85	0,797	0,975	0,1716	1,147	68,8	0,842	50,5
85	86	0,708	0,973	0,1576	1,131	67,8	0,806	48,4
86	87	0,629	0,971	0,1446	1,116	66,9	0,770	46,2
87	88	0,560	0,965	0,1312	1,096	65,8	0,737	44,2
88	89	0,495	0,963	0,1184	1,081	64,8	0,697	41,8
89	90	0,435	0,960	0,1065	1,066	64,0	0,660	39,6
90	91	0,385	0,956	0,0946	1,051	63,0	0,622	37,3
91	92	0,332	0,950	0,0826	1,033	61,9	0,580	34,8
92	93	0,275	0,940	0,0707	1,011	60,6	0,534	32,0
93	94	0,229	0,927	0,0591	0,986	59,2	0,483	28,9
94	95	0,189	0,918	0,0482	0,966	58,0	0,419	25,1
95	96	0,149	0,896	0,0374	0,933	56,0	0,375	22,5
96	97	0,112	0,875	0,0270	0,902	54,1	0,308	18,5
97	98	0,074	0,817	0,0167	0,834	49,9	0,240	14,4
98	99	0,047	0,721	0,0072	0,728	43,7	0,151	9,06
99	100	0,020	0,666	0,0033	0,669	40,1	0,093	5,58

Aceton und Wasser.

$\alpha = 125,28 \text{ WE}$

Tabelle 30 (Tafel 17).

$\beta = 537,00 \text{ WE}$

Acetongehalt der flüssigen Aceton-Wasser-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{w}{a} = f$ und der

$$\text{Dämpfe } \frac{w_d}{a_d} = f_d; \text{ Werte von } \frac{\alpha + f\beta}{f - f_d} \text{ und } \frac{\alpha + f_d}{f - f_d}.$$

Die Prozentzahlen stammen von H. Bergström, Stockholm (vom Verfasser verdichtet). Die [] umklammerten Temperaturen von Hector R. Carveth (Journ. Phys. Chem. 3. 193. 1899), die () umklammerten Temperaturen von J. H. Petit (Journ. Phys. Chem. 3. 349. 1899).

Siedetemperatur der Flüssigkeit in ° C	Aceton in der Flüssigkeit % G	f	Aceton im Dampf % G	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
(56,9)	100	0	100	0	∞	∞
[56,15]	99,5	0,005025	99,75	0,00251	50955	50437
	99	0,0101	99,50	0,005025	25611	24940
	98,5	0,0152	99,25	0,0076	17300	16820
	98	0,0204	99,0	0,0101	13214	12689
	97,5	0,0257	98,75	0,0127	10691	10168
	97	0,0309	98,50	0,01529	9057	8557
	96,5	0,0363	98,25	0,0178	7745	7286.
	96	0,0417	98,0	0,0204	6962	6425
	95,5	0,0471	97,75	0,0230	6240	5714
[57,2]	95	0,0525	97,5	0,0257	5723	5190
	94,5	0,0582	97,38	0,026866	4995	4462
	94	0,0638	97,26	0,028032	4455	3918
	93,5	0,0695	97,14	0,029198	4032	3494
	93	0,0752	97,02	0,030364	3688	3153
	92,5	0,0811	96,90	0,031530	3413	2872
	92	0,0869	96,78	0,032696	3172	2635
	91,5	0,0929	96,66	0,033862	2963	2429
	91	0,0990	96,54	0,035028	2790	2252
	90,5	0,1050	96,42	0,036194	2640	2104
—	90	0,1110	96,3	0,037360	2524	1973
	89,5	0,1173	96,24	0,038526	2387	1845
[58,3]	89	0,1230	96,18	0,03969	2295	1759
(59)	88,5	0,1299	96,02	0,04035	2175	1640
	88	0,1360	96,06	0,04102	2088	1551
	87,5	0,1427	96,00	0,04168	1998	1461
	87	0,1490	95,94	0,042229	1930	1389
	86,5	0,1558	95,88	0,042778	1846	1310
	86	0,1600	95,82	0,043327	1812	1274
[58,9]	85,5	0,1695	95,76	0,043876	1730	1190

Siedetempe- ratur der Flüssigkeit in ° C	Aceton in der Flüssigkeit % G	f	Aceton im Dampf % G	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
—	85	0,1760	95,7	0,044425	1677	1137
	84,5	0,1833	95,66	0,044974	1619	1082
	84	0,190	95,62	0,0455	1577,7	1040
	83,5	0,198	95,58	0,0461	1529	994
	83	0,205	95,54	0,0466	1489	949
	82,5	0,212	95,50	0,0471	1448	943
	82	0,219	95,46	0,0476	1420	882
	81,5	0,227	95,42	0,0480	1382	846
	81	0,234	95,38	0,0485	1354	817
	80,5	0,242	95,34	0,0489	1323	786
—	80	0,250	95,30	0,0494	1297	759
	79,5	0,258	95,26	0,0498	1265	733
	79	0,266	95,22	0,0502	1243	705
	78,5	0,274	95,18	0,0507	1222	683
[59,7]	78	0,282	95,14	0,0511	1200	662
	77,5	0,290	95,10	0,0516	1180	642
	77	0,2987	95,06	0,0520	1161	622
(60,7)	76,5	0,307	95,02	0,0525	1141	603
	76	0,316	94,98	0,0528	1100	583
	75,5	0,324	94,94	0,0532	1104	567
—	75	0,333	94,90	0,0535	1088	550
	74,5	0,342	94,87	0,0539	1073	538
	74	0,352	94,84	0,0542	1055	517
	73,5	0,360	94,81	0,0546	1046	506
	73	0,370	94,78	0,0549	1028	491
	72,5	0,379	94,75	0,0553	1016	478
[60,45]	72	0,389	94,72	0,0557	1003	465
	71,5	0,397	94,69	0,0560	993	456
	71	0,409	94,66	0,0564	979	441
	70,5	0,418	94,63	0,0567	970	431
—	70	0,429	94,6	0,0571	957	417
	69,5	0,439	94,57	0,0574	947	410
	69	0,449	94,54	0,0578	939	399
	68,5	0,460	94,51	0,0582	927	390
	68	0,472	94,48	0,0585	916	379
	67,5	0,481	94,45	0,0588	910	371
	67	0,493	94,42	0,0591	895	362
	66,5	0,503	94,39	0,0595	892	355
[61,0]	66	0,515	94,36	0,0598	883	345
(61,6)	65,5	0,526	94,33	0,0601	877	339
—	65	0,538	94,30	0,0605	868	331
	64,5	0,550	94,27	0,0608	860	323
	64	0,563	94,24	0,0611	852	315

Siedetempe- ratur der Flüssigkeit in ° C	Aceton in der Flüssigkeit % G	f	Aceton im Dampf % G	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
	63,5	0,573	94,21	0,0614	846	309
	63	0,587	94,18	0,0618	838	300
	62,5	0,600	94,15	0,0621	832	295
	62	0,613	94,12	0,0624	825	289
	61,5	0,626	94,09	0,0628	819	282
	61	0,639	94,06	0,0631	814	276
(62,4)	60,5	0,652	94,03	0,0634	807	271
—	60	0,666	94,00	0,0638	800	266
	59,5	0,680	93,96	0,0642	797	259
	59	0,695	93,92	0,0646	791	254
	58,5	0,709	93,88	0,0651	785	249
	58	0,724	93,84	0,0655	780	244
	57,5	0,739	93,80	0,0660	775	238
	57	0,754	93,76	0,0664	770	234
	56,5	0,770	93,72	0,0668	766	229
	56	0,785	93,68	0,0673	762	225
	55,5	0,801	93,64	0,0677	757	223
—	55	0,818	93,60	0,0683	753	216
[62]	54,5	0,834	93,57	0,0686	749	212
(63)	54	0,851	93,54	0,0691	744	207
	53,5	0,869	93,51	0,0695	740	204
	53	0,887	93,48	0,0699	736	199
	52,5	0,904	93,45	0,0702	732	195
	52	0,923	93,42	0,0705	728	191
	51,5	0,941	93,39	0,0708	724,6	187,6
	51	0,964	93,36	0,0709	721,1	183,5
—	50,5	0,980	93,33	0,0712	717,2	179,9
	50	1,00	93,30	0,0713	714,4	176,1
	49,5	1,020	93,27	0,0714	709	172,4
	49	1,042	93,24	0,0715	705	168,5
	48,5	1,062	93,21	0,0716	702,4	165
	48	1,082	93,18	0,0717	699	162
	47,5	1,105	93,15	0,0718	697	158
[63,23]	47	1,128	93,12	0,0719	694,5	155
(64,2)	46,5	1,1503	93,09	0,0721	691	152
	46	1,174	93,06	0,0722	687	149
(64,4)	45,5	1,198	93,03	0,0720	684	146
—	45	1,222	93,00	0,0723	683	143
	44,5	1,247	92,95	0,0734	679	141
	44	1,273	92,90	0,0743	678	138
	43,5	1,299	92,85	0,0751	674	136
	43	1,326	92,80	0,0769	671	133
	42,5	1,353	92,75	0,0768	669	130

Siedetemperatur der Flüssigkeit in °C	Aceton in der Flüssigkeit % G	f	Aceton im Dampf % G	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
	42	1,381	92,70	0,0776	667	128
	41,5	1,419	92,65	0,0786	664	126
	41	1,439	92,60	0,0794	662	124
(65,3)	40,5	1,469	92,55	0,0803	659	121
—	40	1,500	92,50	0,0811	657	119
	39,5	1,531	92,43	0,0821	653	117
	39	1,564	92,36	0,0830	651	115
	38,5	1,597	92,29	0,0839	650	113
	38	1,632	92,22	0,0849	649	111
	37,5	1,666	92,15	0,0858	644	108
	37	1,703	92,08	0,0867	643	106
	36,5	1,739	92,01	0,0876	642	104
[65,9]	36	1,778	91,94	0,0885	640	102
	35,5	1,817	91,87	0,0895	638,6	100,6
—	35	1,857	91,8	0,0904	636,5	98,5
	34,5	1,899	91,72	0,0914	634,3	96,6
	34	1,941	91,64	0,0923	632,8	94,7
(67)	33,5	1,985	91,56	0,0933	630,0	92,7
	33	2,033	91,48	0,0942	629,1	90,8
	32,5	2,077	91,40	0,0952	626,5	89,1
	32	2,124	91,32	0,0961	625,3	87
	31,5	2,174	91,24	0,0971	623,0	85,5
	31	2,225	91,16	0,0980	620,4	83,6
	30,5	2,278	91,08	0,0989	620,3	82,1
—	30	2,333	91,00	0,0990	616,8	80,1
	29,5	2,389	90,88	0,1004	616,2	78,5
	29	2,449	90,76	0,1019	614,8	76,8
	28,5	2,508	90,64	0,1033	612,3	75,2
	28	2,571	90,52	0,1048	611,4	73,6
	27,5	2,636	90,40	0,1062	610,2	72,2
	27	2,704	90,28	0,1077	608,7	70,6
	26,5	2,773	90,16	0,1092	605,2	68,9
	26	2,847	90,04	0,1106	602,0	67,6
	25,5	2,941	89,92	0,1121	603,2	65,6
—	25	3,00	89,8	0,1136	602,3	64,6
(70,7)	24,5	3,081	89,59	0,1162	599,5	63,2
	24	3,167	89,38	0,1188	598,9	62,0
[78,95]	23,5	3,255	89,17	0,1215	597,4	60,8
	23	3,348	88,96	0,1241	596,7	59,5
	22,5	3,454	88,75	0,1268	596,1	58,6
	22	3,542	88,52	0,1296	593,	57,1
	21,5	3,651	88,29	0,1331	592,1	55,7
	21	3,762	88,06	0,1356	594,1	54,8
	20,5	3,878	87,83	0,1386	591,4	53,5

Siedetempe- ratur der Flüssigkeit in ° C	Aceton in der Flüssigkeit % G	f	Aceton im Dampf % G	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
—	20	4,00	87,6	0,1415	588	52,0
	19,5	4,128	87,28	0,1458	587	50,9
[71,9]	19	4,266	86,96	0,1499	586	49,9
74,3	18,5	4,405	86,64	0,1542	585	48,8
	18	4,550	86,32	0,1584	583	47,7
[73,3]	17,5	4,714	86	0,1600	582	46,2
	17	4,882	85,64	0,1677	581	45,5
[73,56]	16,5	5,060	85,28	0,1726	580	44,3
	16	5,250	84,92	0,1775	579	43,7
	15,5	5,451	84,56	0,1826	578	42,3
—	15	5,660	84,2	0,1875	577	41,0
	14,5	5,896	83,78	0,1936	576	40,0
	14	6,143	83,37	0,1996	574	38,9
	13,5	6,407	82,95	0,2054	573	37,8
	13	6,692	82,47	0,2127	572	36,8
[77,16]	12,5	7,00	81,93	0,2198	571	35,7
	12	7,333	81,5	0,2269	570	34,5
	11,5	7,695	80,73	0,2388	569	33,9
(81,1)	11	8,104	79,95	0,2508	568	33,0
	10,5	8,526	79,18	0,2630	568	32,1
—	10	9	78,4	0,2754	567	31,1
[80,7]	9,5	9,520	77,6	0,2885	567	30,2
	9	10,111	76,8	0,3020	566	29,2
	8,5	10,800	75,6	0,3226	566	28,3
	8	11,5	74,4	0,3440	565	27,9
	7,5	12,330	72,8	0,3735	565	27,3
	7	13,286	71,2	0,4044	564	26,6
	6,5	14,380	69,3	0,4415	564	25,7
	6	15,79	67,4	0,4835	563	25,0
	5,5	17,180	65,1	0,5360	562	24,7
	5	19,2	62,6	0,5973	561	23,6
[88,7]	4,5	21,21	59,3	0,6862	560	23,57
	4	24	56,0	0,785	560	23,55
	3,5	27,51	51,70	0,934	560	23,53
	3	32,33	47,0	1,128	560	23,39
	2,5	39,0	41,6	1,404	560	23,24
[94,63]	2	49	36,0	1,778	560	23,0
	1,5	65,66	28,2	2,546	560	23,0
	1	99	20,4	3,911	560	23,0
	0,5	199	11,0	8,104	560	23,0
	0,4	249	8,93	10,200	560	23,0
	0,3	332,3	6,85	13,601	559	22,8
	0,2	499,0	4,78	19,950	558	22,4
99,8	0,1	999	2,7	36,030	558	20,2

Tabelle 31 (Tafel 28).

Aceton und Wasser.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Aceton als Dampf von 95 bis 99,75% zu gewinnen aus Aceton-Wassermischungen von 95,5 bis 1%.

Acetongehalt		Es soll gewonnen werden		Acetongehalt		Es soll gewonnen werden	
der Flüssigkeit	des Dampfes	1 Kilo Aceton als:		der Flüssigkeit	des Dampfes	1 Kilo Aceton als:	
% G	% G	95% C_R	99,75% C_R	% G	% G	95% C_R	99,75% C_R
		WE	WE			WE	WE
95,5	97,75	—	—	35	91,8	24,12	55,9
95	97,5	—	132,9	30	91,0	28,66	59,5
90	96,3	—	87,7	25	89,0	36,75	66,8
85	95,7	—	70,2	20	87,6	52,30	81,7
80	95,3	—	60,5	15	84,2	77,70	108,0
75	94,9	1,09	55,4	10	78,4	126,20	154,0
70	94,6	4,40	52,3	9	76,8	146,20	168,9
65	94,3	6,94	50,3	8	74,4	164,60	192,4
60	94	9,04	49,8	7	71,2	198,20	225,1
55	93,6	11,89	49,6	6	67,4	242,60	269,3
50	93,3	13,79	49,6	5	62,6	305,40	332,6
45	93,0	15,57	49,7	2	36,0	965,00	994,3
40	92,5	18,75	51,7	1	20,0	2160,00	2188,8

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_a um 100 Kilo Wasser aus Aceton-Wassermischungen von 95,5 bis 1% G abzutrennen (oder um in ihnen für 100 Kilo Ablaufwasser den Acetongehalt des Dampfes von 0,1% unten auf 97,75% G oben zu erhöhen).

Acetongehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablaufwasser	Acetongehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablaufwasser	Acetongehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablaufwasser
% G	C_a	% G	C_a	% G	C_a
95,5	5 043 700	55	21 600	10	3 110
95	519 000	50	17 600	9	2 920
90	197 300	45	14 300	8	2 790
85	113 700	40	11 900	7	2 660
80	75 900	35	9 850	6	2 500
75	55 000	30	8 010	5	2 360
70	41 700	25	6 460	2	2 350
65	33 100	20	5 200	1	2 300
60	26 600	15	4 100		

Tabelle 32 (Tafel 28).

Aceton und Wasser.

Verstärkungssäulen.

Acetongehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99,75 % Aceton (0,25 % Wasser) beim Aufwand von $C_R = 1500$ bis 20000 WE Rücklaufwärme für 10 Kilo Aceton.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Aceton							
	1500 WE		2000 WE		2500 WE		3000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%
	99,5	99,75	99,5	99,75	99,5	99,75	99,5	99,75
1	99,0	99,5	99,2	99,6	99,19	99,55	99,0	99,5
2	98,75	99,4	98,82	99,43	98,75	99,35	98,6	99,3
3	98,6	99,3	98,4	99,2	98,2	99,06	97,9	98,98
4	98,27	99,11	98,0	98,97	96,85	98,4	96,9	98,48
5	97,9	98,98	97,75	98,7	95,75	97,9	95,75	97,87
6	97,0	98,5	96,8	98,4	94,0	97,2	93,1	97,06
7	96,1	98,13	96,0	98,0	89,0	96,2	83,0	95,53
8	95,6	97,78	95,25	97,6	82,0	95,50	24,6	89,63
9	95,2	97,6	93,5	97,14	25,5	89,92	18,3	86,56
10	94,2	97,3	91,6	96,7	7,6	72,9	6,1	67,81
11	93,0	97,0	82,0	95,46	6,5	69,3	5,5	65,13
12	92,1	96,89	29,5	90,88	6,35	68,8	—	—
13	88,25	96,09	9,09	76,50	—	—	—	—
14	69,1	94,56	8,0	74,8	—	—	—	—
15	22,0	88,48	7,88	73,9	—	—	—	—
16	11,0	80,1	7,77	73,8	—	—	—	—
17	10,75	79,5	—	—	—	—	—	—
18	10,4	78,95	—	—	—	—	—	—

	5000 WE		10000 WE		20000 WE	
	99,5	99,75	99,5	99,75	99,5	99,75
1	99,0	99,5	98,9	99,47	98,9	99,4
2	98,5	99,25	98,0	99,0	97,8	98,9
3	96,6	98,3	96,5	98,2	96,2	98,1
4	94,5	97,39	92,8	96,99	87,1	95,98
5	86,5	95,83	58,0	93,84	22,0	88,51
6	26,0	90,03	7,0	71,6	2,0	36,32
7	4,66	60,46	4,8	61,25	1,15	22,45
8	3,7	53,07	2,4	40,0	—	—
9	3,6	52,5	2,0	36,0	—	—

Tabelle 33 (Tafel 28).

Aceton und Wasser.

 $\alpha = 125,25$ WE

Abtriebssäulen.

 $\beta = 537$ WE

Acetongehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen bei Aufwand von $C_a = 2500$ bis 12000 WE für 100 Kilo Ablaufwasser.

Nr. der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Wasser									
	2500 WE		3000 WE		5000 WE		8000 WE		12000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
28	—	—	9,0	76,8	—	—	—	—	—	—
27	—	—	8,46	75,3	—	—	—	—	—	—
26	—	—	7,65	73,0	—	—	—	—	—	—
25	—	—	6,81	70,4	—	—	—	—	—	—
24	—	—	5,76	66,3	—	—	—	—	—	—
23	—	—	4,4	58,6	—	—	—	—	—	—
22	—	—	3,565	51,7	—	—	—	—	—	—
21	—	—	2,78	44,2	—	—	—	—	—	—
20	0,197	4,60	2,14	38,0	—	—	—	—	—	—
19	0,191	4,25	1,724	31,1	—	—	—	—	—	—
18	0,1518	3,73	1,3	26,0	—	—	—	—	—	—
17	0,1338	3,33	1,023	20,8	—	—	—	—	—	—
16	0,1130	2,93	0,825	16,9	—	—	—	—	—	—
15	0,0956	2,58	0,71	14,0	—	—	—	—	—	—
14	0,07697	2,077	0,5601	12,32	—	—	—	—	—	—
13	0,06360	1,717	0,4719	9,84	—	—	—	—	—	—
12	0,052445	1,416	0,3738	7,9	17,5	86,0	—	—	—	—
11	0,04235	1,144	0,27785	6,349	14,99	84,3	—	—	—	—
10	0,03468	0,9363	0,2187	5,0	10,05	78,7	—	—	—	—
9	0,02865	0,7735	0,1588	3,97	5,30	64,5	29,37	90,8	—	—
8	0,02375	0,64125	0,1129	2,934	2,6	43,45	27,25	90,3	—	—
7	0,019338	0,5221	0,0746	2,062	4,35	25,0	19,237	87,0	—	—
6	0,01601	0,4320	0,05278	1,425	0,6	14,0	8,0488	74,5	39,0	92,3
5	0,01317	0,3556	0,03692	0,9971	0,3	6,8	2,491	41,45	10,0	78,4
4	0,01080	0,2916	0,02614	0,7057	0,12	3,3	0,7887	16,72	2,5	41,6
3	0,00895	0,2417	0,01821	0,4916	0,05	1,5	0,249	5,801	0,607	12,8
2	0,00767	0,2008	0,01270	0,3429	0,027	0,63	0,062	1,884	0,115	3,1
1	0,006086	0,164	0,00716	0,1934	0,01	0,3	0,01756	0,4737	0,0246	0,664
	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135
	15000 WE		20000 WE		25000 WE		35000 WE		55000 WE	
7	45,7	93,0	53,0	93,48	—	—	—	—	—	—
6	41,6	92,7	52,25	93,43	58,0	93,8	66,1	94,36	75,0	94,9
5	23,0	88,8	41,5	92,64	50,25	93,3	62,25	94,1	73,5	94,81
4	5,1	63,5	12,7	82,1	18,75	86,45	32,0	91,32	56,0	93,68
3	1,05	20,4	1,9	37,1	2,78	44,05	4,4	59,1	9,8	78,0
2	0,19	4,5	0,27	6,7	0,37	8,30	0,55	11,5	0,85	18,0
1	0,03	0,8	0,037	1,0	0,043	1,15	0,0400	1,30	0,063	1,70
	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135	0,005	0,135

Tabelle 34 (Tafel 29).

$$\alpha = 125,28 \text{ WE}$$

$$\beta = 265 \text{ WE}$$

Aceton und Methylalkohol.

Acetongehalt der flüssigen Aceton-Methylalkohol-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe. Verhältnisse der Flüssigkeiten

$$\frac{m}{a} = f \text{ und der Dämpfe } \frac{m_a}{a_a} = f_a. \text{ Werte von } \frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_a} \text{ und } \frac{\alpha + f_a \beta}{f - f_a}.$$

Nach J. H. Petit (J. Phys. Chem. 3. 349. 1899).

(Vom Verfasser erweitert.)

Die 4. resp. 8. Spalte gibt den Acetongehalt der Dämpfe nach Hilding Bergström.

Siede- tempe- ratur °C	Acetongehalt			Siede- tempe- ratur °C	Acetongehalt		
	der Flüssig- keit % G	des Dampfes (Petit) % G	des Dampfes (Bergström) % G		der Flüssig- keit % G	des Dampfes (Petit) % G	des Dampfes (Bergström) % G
(56,7)	100	0		55,95	85,5	88,28	
	99,5	99,88			85	88	85,8
	99	99,75			84,5	87,75	
	98,5	99,63			84	87,5	85
	98	99,5		55,9	83,5	87,25	
	97,5	99,12			83	87	84,3
(56,4)	97	98,75			82,5	86,75	
	96,5	98,25			82	86,5	83,6
	96	97,75			81,5	86,25	
	95,5	97,25			81	86	82,8
	95	96,75			80,5	85,7	
	94,5	96,38			80	85,4	82,1
	94	96			79,5	85,1	
	93,5	95,5			79	84,8	81,5
(56,1)	93	95			78,5	84,5	
	92,5	94,5			78	84,28	80,8
	92	94,1	92		77,5	83,9	
	91,5	93,7			77	83,68	80,2
	91	93,2	91		76,5	83,4	
	90,5	92,65		56,1	76	83,18	79,6
	90	92,1	90		75,5	82,96	
	89,5	91,55			75	82,74	79
	89	91	89,1		74,5	82,54	
55,9	88,5	90,5			74	82,32	78,3
	88	90	88,2		73,5	82,10	
	87,5	89,5			73	81,88	77,7
	87	89	87,4		72,5	81,66	
	86,5	88,75			72	81,44	77
	86	88,5	86,6		71,5	81,22	

Siede- tempe- ratur °C	Acetongehalt			Siede- tempe- ratur °C	Acetongehalt		
	der Flüssig- keit % G	des Dampfes (Petit) % G	des Dampfes (Bergström) % G		der Flüssig- keit % G	des Dampfes (Petit) % G	des Dampfes (Bergström) % G
	71	81	76,4		67,5	79,1	
	70,5	80,75			67	78,8	73,9
	70	80,5	75,8		66,5	78,5	
	69,5	80,25		56,65	66	78,2	73,2
	69	80	75,1		65,5	77,9	
	68,5	79,7			65	77,6	72,6
	68	79,4	74,5		64,5	77,3	

Siede- tem- peratur °C	Aceton in der Flüssigkeit a % G	f	Aceton im Dampf ad % G	fa	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - fa}$	$\frac{\alpha + fa \cdot \beta}{f - fa}$	Hilding Bergström ad % G
	64	0,563	77	0,298	1035	771	71,9
	63,5	0,573	76,75	0,303	1024	758	
	63	0,587	76,5	0,307	1002	733	71,2
	62,5	0,600	76,2	0,312	985	721	
	62	0,613	75,9	0,318	972	706	70,6
	61,5	0,626	75,6	0,323	960	693	
	61	0,639	75,3	0,328	945	681	69,9
	60,5	0,652	75	0,333	932	666	
	60	0,666	74,7	0,339	921	657	69,2
	59,5	0,680	74,4	0,344	908	643	
	59	0,695	74,1	0,350	893	630	68,6
	58,5	0,709	73,8	0,355	882	617	
	58	0,724	73,5	0,361	871	607	67,9
	57,5	0,739	73,2	0,366	860	594	
57,5	57	0,754	72,9	0,372	850	586	67,3
	56,5	0,770	72,55	0,378	838	573	
	56	0,785	72,2	0,385	832	567	66,6
	55,5	0,801	71,85	0,392	822	558	
	55	0,818	71,5	0,399	813	549	65,9
	54,5	0,834	71,15	0,406	803	540	
	54	0,851	70,8	0,412	798	533	65,3
	53,5	0,869	70,4	0,421	788	526	
	53	0,887	70	0,429	785	521	64,7
	52,5	0,924	69,5	0,439	784	518	
57,75	52	0,923	69,14	0,447	777	510	64

Siede- tem- peratur	Aceton in der Flüssigkeit a	f	Aceton im Dampf ad	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$	Hilding Bergström ad
°C	% G		% G				% G
58,02	51,5	0,941	68,72	0,455	769	505	63,2
	51	0,964	68,3	0,464	760	496	
	50,5	0,980	67,9	0,473	758	492	
58	50	1,000	67,5	0,482	732	487	62,3
	49,5	1,020	67,12	0,490	744	480	
	49	1,042	66,75	0,498	735	471	
58,34	48,5	1,062	66,38	0,507	729	466	61,8
	48	1,082	66	0,515	724	460	
	47,5	1,105	65,65	0,523	718	453	
58,5	47	1,128	65,3	0,531	707	445	60,3
	46,5	1,150	64,91	0,540	703	439	
	46	1,174	64,5	0,550	696	433	
58,52	45,5	1,198	64,25	0,556	691	422	59,7
	45	1,222	63,8	0,567	685	420	
	44,5	1,247	63,35	0,578	680	415	
58,8	44	1,273	62,9	0,590	673	410	58,6
	43,5	1,299	62,45	0,600	669	406	
	43	1,326	62	0,613	666	401	
58,96	42,5	1,353	61,5	0,626	663	400	57,1
	42	1,381	61	0,639	661	396	
	41,5	1,410	60,7	0,648	653	389	
59,5	41	1,439	60,2	0,661	652	387	55,9
	40,5	1,469	59,7	0,677	646	383	
	40	1,500	59,2	0,689	643	381	
60,2	39,5	1,531	58,75	0,702	641	376	54,5
	39	1,564	58,3	0,715	634	370	
	38,5	1,597	57,8	0,730	628	365	
59,5	38	1,632	57,3	0,745	628	364	52,8
	37,5	1,666	56,8	0,761	622	359	
	37	1,703	56,3	0,776	621	357	
60,2	36,5	1,739	55,8	0,792	620	355	52
	36	1,778	55,3	0,808	612	349	
	35,5	1,817	54,85	0,824	610	346	
60,2	35	1,857	54,4	0,838	606	341	50
	34,5	1,899	53,9	0,855	603	338	
	34	1,941	53,4	0,873	599	334	
60,2	33,5	1,985	52,88	0,891	595	330	49
	33	2,030	52,33	0,910	591	326	
	32,5	2,077	51,8	0,930	591	325	
60,2	32	2,124	51,25	0,950	585	322	47
	31,5	2,174	50,65	0,974	583	319	
	31	2,225	50,1	0,996	581	317	

Siedetemperatur °C	Aceton in der Flüssigkeit a % G	f	Aceton im Dampf a _d % G	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$	Hilding Bergström a _d % G
	30,5	2,278	49,55	1,018	576	314	
	30	2,333	49	1,042	575	310	45
	29,5	2,389	48,5	1,062	572	305	
	29	2,448	48	1,083	566	303	44
	28,5	2,508	47,4	1,109	567	301	
	28	2,571	46,8	1,138	563	297	42,9
	27,5	2,636	46,15	1,166	560	295	
	27	2,704	45,5	1,198	558	294	41,8
	26,5	2,773	44,82	1,230	557	292	
	26	2,847	44,2	1,262	554	289	40,5
	25,5	2,941	43,6	1,294	552	285	
	25	3,000	43	1,326	550	284	39,4
	24,5	3,081	42,4	1,358	547	281	
	24	3,167	41,75	1,395	546	280	38,2
	23,5	3,255	41,15	1,430	541	275	
	23	3,398	40,5	1,469	540	275	36,9
	22,5	3,444	39,8	1,513	536	272	
	22	3,542	39,2	1,551	533	269	35,6
	21,5	3,651	38,6	1,591	533	265	
61,8	21	3,762	38	1,632	530	263	34,3
	20,5	3,878	37,2	1,688	527	261	
	20	4,000	36,5	1,739	524	259	33,1
61,98	19,5	4,128	35,8	1,793	522	256	
	19	4,266	35,2	1,841	517	252	31,8
	18,5	4,405	34,5	1,899	514	251	
	18	4,550	33,9	1,950	512	247	30,4
	17,5	4,714	33,2	2,012	506	243	
	17	4,882	32,5	2,077	505	240	28,1
	16,5	5,060	31,7	2,155	504	239	
	16	5,250	31	2,226	501	235	27,6
	15,5	5,451	30,4	2,285	496	231	
	15	5,66	29,5	2,389	495	230	26,2
	14,5	5,90	28,8	2,472	492	227	
	14	6,14	28,2	2,546	486	222	24,7
	13,5	6,40	27,6	2,623	480	216	
	13	6,69	27	2,704	475	210	23,2
	12,5	7,00	26,2	2,817	473	207	
	12	7,33	25,5	2,941	468	204	21,7
	11,5	7,70	24,75	3,045	464	199	
63,44	11	8,10	24	3,167	460	196	20,2
	10,5	8,53	23	3,348	459	194	
	10	9,00	22	3,542	459	193	18,6

Siede- tem- peratur	Aceton in der Flüssigkeit a	f	Aceton im Dampf a _d	f _d	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$	Hilding Bergström a _d
°C	% G		% G				% G
63,9	9,5	9,52	21	3,762	457	193	
	9	10,11	20,1	3,975	455	190	17
	8,5	10,80	19	4,266	451	187	
	8	11,50	18,4	4,435	448	184	15,3
	7,5	12,33	17,4	4,747	445	182	
	7	13,29	16,5	5,060	441	178,5	13,6
	6,5	14,38	15,8	5,329	432	168,3	
	6	15,79	15	5,660	425	160,5	11,8
	5,5	17,18	14	6,143	419	158	
	5	19,20	13	6,692	416	151,2	10,1
	4,5	21,21	12	7,333	413	148	
	4	24	11	8,090	407	142,7	8,1
	3,5	27,51	10,1	8,900	397	133,1	
	3	32,33	9	10,111	390	126	6,2
65,63	2,5	39	8	11,500	378	115	
	2	49	6,5	14,380	375	113	4,2
	1,5	65,66	5,2	18,231	369	104,2	
	1	99	4	24	353	86,1	2,2
	0,5	199	2,1	46,619	346,8	81,4	1,1

Tabelle 35.

Aceton und Methylalkohol.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Aceton als Dampf mit 50–60–70% G Aceton zu gewinnen aus Aceton-Methylalkohol-Mischungen von 52 bis 0,5% Aceton.

Acetongehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Aceton als Dampf von			Acetongehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Aceton als Dampf von			In Abtriebsssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_v für 100 Kilo Methylalkohol-Ablauf
der Flüssigkeit	des Dampfes	50%	60%	70%	der Flüssigkeit	des Dampfes	50%	60%	70%	
% G	% G	C_R	C_R	C_R	% G	% G	C_R	C_R	C_R	
		WE	WE	WE			WE	WE	WE	
52	69,1	—	—	14,2	16	31,0	612	780	900	23 500
50	67,5	—	—	30,0	15	29,5	676	851	970	23 000
48	66,0	—	—	60,0	14	28,2	750	913	1020	22 200
46	64,5	—	—	85	13	27,0	809	968	1080	21 000
44	62,9	—	—	108	12	25,5	908	1065	1174	20 400
42	61,0	—	—	138	11	24,0	997	1150	1203	19 800
40	59,2	—	48	167	10	22,0	1166	1320	1427	19 400
38	57,3	—	50	199	9	20,1	1354	1506	1613	19 200
36	55,3	—	81	232	8	18,4	1538	1688	1792	18 400
34	53,4	—	124	266	7	16,5	1790	1838	1998	17 850
32	51,3	—	166	304	6	15,0	1980	2220	2220	16 050
30	49,0	24,15	215	353	5	13,0	2366	2506	2616	15 120
28	46,8	77,69	265	399	4	11,0	2885	3021	3117	14 270
26	44,2	145,10	322	461	3	9,0	3552	3681	3749	12 600
24	41,8	215	398	528	2	6,5	5017	5140	5231	11 300
22	39,2	293	522	597	1	4,0	8119	8230	8330	8 610
20	36,5	387	562	686	0,5	2,1	15820	15942	15960	8 140
18	33,9	486	657	779						

Tabelle 36.

Aceton und Methylalkohol.

Verstärkungssäulen.

Acetongehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 50—60—70% Aceton (50—40—30% Methylalkohol) beim Aufwand von $C_R = 8000$ bis 40000 WE Rücklaufwärme für 10 Kilo Aceton.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Aceton									
	8000 WE		10000 WE		20000 WE		30000 WE		40000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%

Das Produkt enthält 50% G Aceton

	31	50	31	50	31	50	31	50	31	50
1	20,6	37,95	20,95	36,83	18,5	34,5	17,75	33,95	17,4	33
2	16,5	31,55	14	28,1	11,5	24,75	10,4	22,6	9,4	20,75
3	14,5	29,05	11,9	25,95	8,6	19,1	6,6	16	5,5	14
4	14	28,1	11,5	24,7	7,48	16,83	4,75	13	3,8	10,6
5	13,7	27,6	11,2	24,20	6,7	16	4,2	11,25	2,95	7,15

Das Produkt enthält 60% G Aceton

	41,5	60	41,5	60	41,5	60	41,5	60	41,5	60
1	28	46,75	26,1	44,3	25,5	43,5	25	43	24,4	42,6
2	21	38,25	19,5	36,6	16	31	14,75	29,3	13,73	27,95
3	18	34	16	31	10,7	23,45	9	20,2	7,9	18,1
4	17,5	32,1	14,5	28,9	8,7	19,4	6,75	15,2	4,8	12,7
5	17	32,1	13,7	27,75	7,7	17,6	4,6	12,8	3,4	10,1
6	16,25	32,06	13	13	7,2	16,8	4,25	11,6	2,95	8,9

Das Produkt enthält 70% G Aceton

	53	70	53	70	53	70	53	70	53	70
1	38	57,25	37,4	56,7	35,8	55,4	35	54,5	34,7	54,15
2	28	46,75	26,5	45	23	40,5	21,75	38,7	20	36,5
3	22,4	40	20,5	37,5	15	29,6	12,5	26,1	11	24
4	20	36,5	18,2	34,1	10,6	23	8,25	18,75	6,6	16
5	18,5	34,7	16,25	31,5	8,75	19,4	5,9	14,75	4,5	11,8
6	18	34,2	15,3	30,4	7,85	18	4,75	12,8	3,5	9,95
7	15,4	33,8	15	29,4	7,4	17,2	4,4	11,75	3	9

Tabelle 37.

Aceton und Methylalkohol.

Abtriebssäulen.

Acetongehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen bei Aufwand von $C_a = 10000$ bis 50000 WE für 100 Kilo Ablauf-Methylalkohol.

No. der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Methylalkohol									
	10000 WE		20000 WE		30000 WE		40000 WE		50000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
n	1,45	5,1	11,7	25,4	28,4	47,3	42,5	61,5	51,25	68,5
—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
20	—	—	—	—	—	—	—	—	50,01	67,6
19	0,0629	0,25	8,4	18,8	24,15	41,75	39,8	59	50	67,5
18	0,0573	0,229	8,25	18,6	23,1	41	39,3	59	49,4	66,9
17	0,0520	0,207	8,1	18,5	22,1	39,1	38,8	57,7	48	66
16	0,0440	0,176	7,6	17,5	20,8	37,1	37	56,3	46,5	64,91
15	0,0402	0,161	7,0	16,5	18,5	34,8	35,1	53	44	62,9
14	0,0367	0,147	6,0	15	16,2	22,95	33,3	52,1	40,5	59,7
13	0,0350	0,140	5,0	13	14,25	28,5	30,9	49	36,5	55,8
12	0,0318	0,127	4,0	11	12	25,5	27	45,5	31,75	50,65
11	0,0289	0,115	2,9	8,85	9,25	21,5	23	40,15	26,5	44,6
10	0,0259	0,104	2,4	7,9	7,6	17,2	17,2	33,3	20,75	37,5
9	0,0237	0,095	1,7	5,85	5,4	13,8	12,32	26,1	15,2	29,6
8	0,0215	0,086	1,0	4,0	3,45	10,0	8,6	19,6	10	22
7	0,0196	0,078	0,66	2,37	1,81	6,3	5,35	14	6,0	15
6	0,0179	0,0694	0,4	1,38	0,9	3,3	2,7	8,5	3,01	9
5	0,0163	0,0654	0,2	0,84	0,408	1,6	1,22	4,40	1,21	4,5
4	0,0148	0,0595	0,098	0,39	0,194	0,81	0,48	1,91	0,446	1,79
3	0,0135	0,0542	0,0571	0,220	0,091	0,39	0,140	0,54	0,171	0,680
2	0,0121	0,0493	0,0329	0,131	0,0424	0,169	0,0581	0,233	0,0653	0,260
1	0,0116	0,0467	0,0190	0,0763	0,0212	0,0847	0,0240	0,0962	0,0262	0,105
	0,01	0,04	0,01	0,04	0,01	0,04	0,01	0,04	0,01	0,04

Tabelle 38 ¹⁾.

zur Umwandlung von Maßprozenten in Gewichtsprozente der Alkohol-Wassermischungen bei der Normaltemperatur von 15,5° C.

Maß %	Gew. %								
0,0	0,00	20,0	16,28	40,0	33,39	60,0	52,20	80,0	73,58
5	40	5	70	5	84	5	70	5	74,17
1,0	80	21,0	17,12	41,0	34,28	61,0	53,20	81,0	75
5	1,20	5	54	5	73	5	70	5	75,34
2,0	60	22,0	95	42,0	35,18	62,0	54,19	82,0	91
5	2,00	5	18,37	5	63	5	69	5	76,50
3,0	40	23,0	79	43,0	36,08	63,0	55,21	83,0	77,09
5	80	5	19,21	5	55	5	72	5	69
4,0	3,20	24,0	62	44,0	99	64,0	56,23	84,0	78,29
5	60	5	20,03	5	37,45	5	74	5	89
5,0	4,00	25,0	46	45,0	90	65,0	57,25	85,0	79,50
5	40	5	88	5	38,36	5	77	5	80,11
6,0	80	26,0	21,30	46,0	82	66,0	58,29	86,0	74
5	5,20	5	72	5	39,28	5	81	5	81,35
7,0	62	27,0	22,14	47,0	73	67,0	59,33	87,0	95
5	6,02	5	56	5	40,19	5	85	5	82,56
8,0	42	28,0	99	48,0	66	68,0	60,38	88,0	83,19
5	82	5	23,41	5	41,12	5	91	5	83
9,0	7,24	29,0	84	49,0	59	69,0	61,43	89,0	84,46
5	64	5	24,26	5	42,05	5	95	5	85,11
10,0	8,05	30,0	69	50,0	52	70,0	62,49	90,0	76
5	45	5	25,12	5	99	5	63,04	5	86,41
11,0	87	31,0	55	51,0	43,47	71,0	57	91,0	87,06
5	9,27	5	98	5	94	5	64,11	5	72
12,0	69	32,0	26,40	52,0	44,42	72,0	65	92,0	88,38
5	10,09	5	83	5	89	5	65,19	5	89,04
13,0	51	33,0	27,26	53,0	45,37	73,0	73	93,0	71
5	91	5	69	5	84	5	66,28	5	90,38
14,0	11,33	34,0	28,13	54,0	46,32	74,0	83	94,0	91,08
5	74	5	56	5	80	5	67,38	5	77
15,0	12,15	35,0	99	55,0	47,29	75,0	93	95,0	92,46
5	56	5	29,43	5	77	5	68,48	5	93,17
16,0	97	36,0	86	56,0	48,26	76,0	69,04	96,0	89
5	13,40	5	30,30	5	74	5	60	5	94,61
17,0	80	37,0	74	57,0	49,23	77,0	70,17	97,0	95,34
5	14,20	5	31,18	5	72	5	74	5	96,09
18,0	62	38,0	62	58,0	50,21	78,0	71,30	98,0	84
5	15,02	5	32,06	5	70	5	87	5	97,61
19,0	44	39,0	50	59,0	51,20	79,0	72,45	99,0	98,39
5	86	5	95	5	70	5	73,01		

¹⁾ Aus Prof. Dr. M. Maerckers Handbuch der Spiritusfabrikation.

Tabelle 39. Methylalkohol und Äthylalkohol.

$$\alpha = 262 \text{ WE}$$

$$\beta = 234$$

Methylalkoholgehalt der flüssigen Methyl- und Äthylalkohol-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{a}{m} = f$ und des Dampfes $\frac{a_d}{m_d} = f_d$. Werte von $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$.

Nach Hilding Bergström vom Verfasser verdichtet.

Methyl m %	f	Methyl m _d %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
100	0	100	0		
99	0,0101	99,3	0,0071	88200	87800
98,5	0,0152	99	0,0101	52000	51800
98	0,0204	98,7	0,0132	37050	26350
97	0,0309	98,2	0,0183	21340	21220
96,75	0,0336	98	0,0204	20450	20210
96	0,0417	97,4	0,0267	18120	17870
95,4	0,0482	97	0,0309	15775	15560
95	0,0526	96,8	0,0331	14050	13800
94	0,0638	96,2	0,0395	11410	11160
93,75	0,0666	96	0,0417	11130	10930
93	0,0753	95,5	0,0471	9900	9675
92,4	0,0823	95	0,0526	9450	9220
92	0,0870	94,7	0,0560	9100	8880
90,9	0,1001	94	0,0638	7860	7620
90	0,1111	93,4	0,0707	7110	6890
89,40	0,1186	93	0,0753	6680	6460
89	0,1236	92,7	0,0788	6480	6250
88	0,1364	92	0,0870	5940	5710
87	0,1494	91,3	0,0953	5490	5250
86,5	0,1561	91	0,0990	5220	4935
86	0,1628	90,6	0,1038	5084	4850
85,1	0,1751	90	0,1111	4720	4490
85	0,1765	89,9	0,1124	4720	4490
84	0,1905	89,2	0,1211	4410	4175
83,7	0,1947	89	0,1236	4320	4085
83	0,2048	88,5	0,1299	4130	3870
82,3	0,2151	88	0,1364	3960	3730
82	0,2195	87,8	0,1390	3890	3650
81	0,2346	87	0,1494	3710	3485
80	0,2500	86,3	0,1588	3520	3275
79,5	0,2579	86	0,1628	3390	3154
78,1	0,2804	85	0,1765	3145	2916
78	0,2821	84,9	0,1779	3152	2921
77	0,2987	84,2	0,1877	2991	2757
76,6	0,3055	84	0,1905	2895	2666
76	0,3158	83,5	0,1976	2844	2608
75,2	0,3298	83	0,2048	2713	2479,2

Methyl m %/o	f	Methyl md %/o	fa	$\frac{\alpha + f\beta}{f - fa}$	$\frac{\alpha + fa\beta}{f - fa}$
75	0,3333	82,8	0,2077	2715	2468
74	0,3514	82,1	0,2180	2576	2344
73,8	0,3550	82	0,2195	2566	2327
73	0,3699	81,4	0,2285	2491	2255
72,4	0,3812	81	0,2346	2395	2164
72	0,3889	80,7	0,2392	2360	2125
71	0,4085	80	0,2500	2243	2019
70	0,4286	79,3	0,2610	2161	1928
69,7	0,4347	79	0,2658	2152	1919
69	0,4493	78,5	0,2739	2092	1858
68,3	0,4641	78	0,2821	2035	1800
68	0,4706	77,8	0,2854	2005	1772
67,1	0,4903	77,1	0,2970	1950	1712
67	0,4925	77	0,2987	1932	1699
66	0,5152	76,3	0,3106	1872	1636
65,5	0,5267	76	0,3158	1824	1586
65	0,5385	75,6	0,3228	1800	1566
64,1	0,5601	75	0,3333	1733	1499
64	0,5652	74,9	0,3351	1716	1477
63	0,5873	74,1	0,3495	1681	1447
62,9	0,5898	74	0,3514	1677	1441
62	0,6129	73,4	0,3624	1616	1383
61,5	0,6260	73	0,3699	1594	1360
61	0,6393	72,5	0,3793	1582	1347
60,1	0,6659	72	0,3889	1516	1283
60	0,6667	71,9	0,3908	1513	1278
59	0,6949	71,1	0,4065	1470	1237
58,9	0,6978	71	0,4085	1470	1237
58	0,7241	70,3	0,4225	1429	1194
57,6	0,7361	70	0,4286	1413	1176
57	0,7544	69,5	0,4389	1389	1155
56,30	0,7762	69	0,4493	1357	1122
56	0,7857	68,7	0,4556	1350	1117
55,1	0,8149	68	0,4706	1351	1112
55	0,8182	67,9	0,4728	1311	1079
54	0,8519	67,1	0,4903	1274	1043
53	0,8868	66,2	0,5106	1248	1015
52,7	0,8975	66	0,5152	1233	1000
52	0,9231	65,4	0,5291	1212	976
51,6	0,9380	65	0,5385	1205	972
51	0,9608	64,5	0,5504	1183	951
50,5	0,9802	64	0,5625	1175	941
50	1,0000	63,6	0,5723	1157	924
49,4	1,0243	63	0,5873	1147	915
49	1,0408	62,7	0,5949	1134	900
48,3	1,0704	62	0,6129	1119	885

Methyl m %	f	Methyl md %	fa	$\frac{\alpha + f\beta}{f - fa}$	$\frac{\alpha + fa\beta}{f - fa}$
48	1,0833	61,7	0,6208	1113	880
47,3	1,1142	61	0,6393	1102	866
47	1,1277	60,7	0,6475	1093	861
46,3	1,1598	60	0,6667	1081	848
46	1,1739	59,7	0,6750	1075	840
45,4	1,2026	59	0,6949	1067	836
45	1,2222	58,6	0,7065	1061	828
44,5	1,2472	58	0,7241	1058	824
44	1,2727	57,5	0,7391	1050	818
43,6	1,2936	57	0,7544	1046	810
43	1,3256	56,4	0,7731	1035	802
42,7	1,3419	56	0,7857	1031	801
42	1,3810	55,2	0,8116	1024	793
41,8	1,3923	55	0,8182	1022	789
41	1,4390	54	0,8519	1018	784
40,2	1,4876	53	0,8868	1017	783
40	1,5000	52,8	0,8939	1012	777
39	1,5641	51,7	0,9342	998	764
38,5	1,5974	51	0,9608	996	764
38	1,6316	50,5	0,9802	991	756
37,6	1,6596	50	1,0000	988	753
37	1,7027	49,2	1,0325	982	749
36,8	1,7174	49	1,0408	981	745
36	1,7778	48	1,0833	974	741
35,2	1,8409	47	1,1277	971	737
35	1,8571	46,7	1,1413	970	736
34,4	1,9070	46	1,1739	969	734
34	1,9412	45,4	1,2026	968	734
33,6	1,9762	45	1,2222	962	725
33	2,0303	44,2	1,2624	958	722
32,8	2,0488	44	1,2727	953	720
32	2,1250	43	1,3256	945	720
31,1	2,2154	42	1,3810	940	715
31	2,2258	41,7	1,3981	939	710
30	2,3333	40,4	1,4753	938	707
29	2,4483	39	1,5641	937	709
28,2	2,5461	38	1,6316	935	703
28	2,5714	37,8	1,6455	933	698
27,4	2,6496	37	1,7027	930	694
27	2,7037	36,5	1,7397	929	692
26,6	2,7594	36	1,7778	925	690
26	2,8462	35,2	1,8409	923,2	688,5
25,8	2,8760	35	1,8571	917,2	682,7
25	3,0000	34	1,9412	911,0	676,0
24,3	3,1152	33	2,0303	915	678,5
24	3,1667	32,6	2,0675	910	677,9

Methyl m %	f	Methyl md %	fd	$\frac{\alpha + f\beta}{f - fd}$	$\frac{\alpha + fd\beta}{f - fd}$
23,6	3,2373	32	2,1250	918	674,8
23	3,3478	31,3	2,1949	907	672,7
22,8	3,3860	31	2,2258	909	670
22	3,5455	30	2,3333	900	667,4
21,2	3,7170	29	2,4483	890	665
21	3,7619	28,7	2,4843	892	660
20,5	3,8781	28	2,5714	894	661
20	4,0000	27,4	2,6496	886	653,5
19,7	4,0761	27	2,7037	885	651,7
19,1	4,2356	26,1	2,8314	891	657,8
19	4,2632	26	2,8462	888	654,4
18,3	4,4645	25	3,0000	892	658,4
18	4,5553	24,8	3,0323	872	637,9
17,4	4,7471	24	3,1667	866	632
17	4,8824	23,5	3,2553	862	628
16,6	5,0241	23	3,3478	857	623
16	5,2500	22,2	3,5045	850	619
15,8	5,3291	22	3,5455	847	611
15,1	5,6225	21	3,7619	846	612
15	5,6667	20,9	3,7847	842	609
14,4	5,9444	20	4,0000	842	616
14	6,1429	19,4	4,1546	840	609
13,6	6,3529	19	4,2632	838	603
13	6,6923	18,2	4,4945	831	598
12,8	6,8125	18	4,5556	821	587
12,1	7,2645	17	4,8824	823	588
12	7,3333	16,9	4,9172	823	583
11,4	7,7719	16	5,2500	823	590
11	8,0909	15,5	5,4516	816	581
10,6	8,4340	15	5,6667	808	566
10	9,0000	14,2	6,0423	800	565
9,9	9,101	14	6,1429	798	566
9,1	9,989	13	6,6923	789	555
9	10,111	12,9	6,7519	782	548
8,4	10,905	12	7,3333	789	555
8	11,506	11,5	7,6957	775	541
7,6	12,158	11	8,0909	760	530
7	13,286	10,1	8,9010	763	534
6,9	13,493	10	9,0000	753	527
6,1	15,393	9	10,1111	750	497
6	15,667	8,9	10,236	740	488
5,4	17,519	8	11,500	723	490
5	19,000	7,5	12,333	706	471
4,7	20,277	7	13,286	713	480
4	24,000	6	15,667	705	470
3,6	27,986	5	19,000	753	460
3	32,333	4,3	22,256	740	455
2,6	37,461	4	24,000	725	450
2	49,000	3	32,333	702	440
1	99,000	1,54	63,935	666	433
0,6	165,67	1	99,00	582	352

Tabelle 40.

Methyl- und Äthylalkohol.

Methylalkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf von 50÷90 % G beim Wärmehaufwand von $C_R = 60000 \div 100000$ WE für 1 ÷ 10 Kilo Methylalkohol.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 1 ÷ 10 Kilo Methylalkohol									
	Für 1 Kilo Methyl		Für 10 Kilo Methyl		Für 1 Kilo Methyl		Für 1 Kilo Methyl		Für 10 Kilo Methyl	
	60000 WE		70000 WE		80000 WE		100000 WE		100000 WE	
	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %
1	37,6	50	85,1	90	37,6	50	37,6	50	85,1	90
2	28,1	37,6	79,45	85,6	28	37,8	27,8	37,6	78,7	85,4
3	20,95	28,4	71,6	80,2	20,7	28,2	20,4	27,8	69,9	79,1
4	15,15	21,15	61,35	72,65	15	20,9	14,7	20,5	58,3	70,5
5	11,19	15,4	49,25	62,8	11,1	15,25	11,1	16,1	45,7	59,4
6	7,95	11,4	39	51,59	7,5	11,35	7,7	11,28	35	46,7
7	5,79	8,3	30,45	41,15	5,65	8,10	5,25	7,9	27,1	36,6
8	4,10	6,11	24,25	32,9	3,98	5,98	3,68	5,45	21,1	28,9
9	3,29	4,45	19,6	26,7	3,0	4,29	2,60	3,9	16,6	22,9
10	2,35	3,5	16,1	22,2	2,25	3,32	1,86	2,9	11,8	15,8
11	1,65	2,75	13,5	18,95	1,65	2,52	1,35	2,10	9,5	13,5
12	1,25	2,05	11,55	16,4	1,27	1,96	1,02	1,58	8,1	11,5
13	1,05	1,63	10,2	14,5	1,03	1,57	0,81	1,26	7,2	10,25
14	0,927	1,44	9,25	13,15	0,98	1,31	0,67	1,04	6,3	9,4
15	0,854	1,32	8,7	12,4	0,73	1,13	0,58	0,91	5,7	8,5
16	0,800	1,24	8,2	11,7	0,64	1,00	0,525	0,81	5,4	7,95
17	0,763	1,18	7,5	10,9	0,60	0,94	0,49	0,76	5,1	7,5
18	0,735	1,14	6,5	10,5	—	—	0,46	0,72	4,9	7,3

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R , um 1 Kilo Methylalkohol als Erzeugnis von 50 oder 90 % G aus Mischungen von 80, 30, 0,6 % zu gewinnen.

Ursprüngl. Gehalt der fl. Mischung Methylalkohol	1 Kilo Methylalkohol		Ursprüngl. Gehalt der fl. Mischung Methylalkohol	1 Kilo Methylalkohol	
	als 90 % WE	als 50 % WE		als 90 % WE	als 50 % WE
80	532	—	15	2425	2344
70	548	—	10	4830	4032
60	580	—	5	8650	7970
50	652	—	4	11033	10300
40	896	—	3	17360	16600
30	1385	445	2	26960	21970
25	1762	858	1	41700	31960
20	2425	1461	0,6	57550	57000

Tabelle 41.

Methylalkohol und Äthylalkohol. Abtriebssäulen.
Methylalkoholgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden
der Abtriebssäulen bei Aufwand von $C_a = 50000 \div 100000$ WE für
100 Kilo Ablauf-Äthylalkohol.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Äthylalkohol							
	50000 WE		60000 WE		80000 WE		100000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%
35	0,806	1,25	2,66	4,25	9,3	14,0	19,3	26,6
34	0,757	1,18	2,39	3,67	8,8	12,8	17,5	24,0
33	0,710	1,11	2,15	3,32	7,8	11,3	15,5	21,7
32	0,680	1,06	1,90	2,94	6,99	10,0	14,0	19,4
31	0,568	0,100	1,72	2,64	6,3	9,1	12,3	17,2
30	0,495	0,826	1,56	2,41	5,25	8,12	10,8	15,2
29	0,434	0,724	1,41	2,17	4,45	6,7	9,3	13,3
28	0,383	0,637	1,28	1,96	4,05	5,79	7,9	1,15
27	0,337	0,560	1,19	1,80	3,70	5,15	6,8	9,8
26	0,297	0,495	1,07	1,63	3,4	4,79	5,7	8,4
25	0,253	0,434	0,95	1,48	3,1	4,40	4,75	6,0
24	0,223	0,373	0,85	1,30	2,59	3,99	4,05	5,9
23	0,197	0,327	0,75	1,19	2,25	3,395	3,52	5,0
22	0,173	0,288	0,637	1,05	1,915	2,91	2,97	4,25
21	0,154	0,257	0,556	0,90	1,59	2,45	2,45	3,65
20	0,133	0,222	0,473	0,75	1,3	2,01	1,99	2,95
19	0,117	0,196	0,398	0,66	1,1	1,50	1,59	2,45
18	0,104	0,173	0,334	0,55	0,9	1,30	1,24	1,95
17	0,090	0,152	0,261	0,467	0,753	1,18	1,00	1,52
16	0,080	0,134	0,234	0,39	0,587	0,98	0,75	1,24
15	0,065	0,118	0,196	0,326	0,454	0,75	0,680	0,91
14	0,0624	0,105	0,166	0,276	0,354	0,588	0,505	0,333
13	0,0543	0,0906	0,140	0,233	0,278	0,458	0,371	0,617
12	0,0477	0,0797	0,116	0,193	0,215	0,357	0,274	0,458
11	0,0420	0,0700	0,0959	0,160	0,166	0,278	0,242	0,403
10	0,0363	0,0605	0,0796	0,132	0,129	0,215	0,180	0,298
9	0,0318	0,0531	0,0664	0,110	0,099	0,165	0,163	0,221
8	0,0279	0,0466	0,054	0,0918	0,077	0,129	0,102	0,163
7	0,0246	0,0409	0,0457	0,076	0,0598	0,100	0,073	0,120
6	0,0215	0,0359	0,0378	0,063	0,0461	0,077	0,053	0,0892
5	0,0190	0,0316	0,0317	0,0529	0,0357	0,0595	0,0393	0,0653
4	0,0165	0,0277	0,0207	0,0396	0,0277	0,0460	0,029	0,0483
3	0,0146	0,0244	0,0172	0,0287	0,0214	0,0357	0,0214	0,0358
2	0,0129	0,0215	0,0143	0,0239	0,0165	0,0275	0,0159	0,0264
1	0,0114	0,0190	0,012	0,0200	0,0120	0,0214	0,0125	0,0198
0	0,010	0,0166	0,010	0,0166	0,010	0,0166	0,010	0,0166

Tabelle 42 (Tafel 17).
Wasser und Essigsäure.

$\alpha = 529,0 \text{ WE}$
 $\beta = 75,5 \text{ WE}$

Wassergehalt der flüssigen Essigsäure-Wasser-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{e}{w} = f$ und

der Dämpfe $\frac{e_d}{w_d} = f_d$; Werte von $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$.

Die eckig geklammerten Prozentzahlen [] stammen von Lord Rayleigh (Phil. Mag. 4, S. 521, 1902), die rund geklammerten Zahlen () von C. Blacher (Riga 1903), alle anderen von H. Bergström (Stockholm 1911). Diese sind vom Verfasser erweitert.

Siede- tem- peratur °C	Wasser in der Flüssig- keit %	$\frac{e}{w} = f$	Wasser im Dampf %	$\frac{e_d}{w_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	[Rayleigh] (Blacher)
100	100	0	100	0	0	0	
	99	0,0101	99,31	0,0069	165 500	165 300	
	98,51	0,0151	99	0,0101	106 000	106 000	
	98	0,0204	98,57	0,0145	90 000	90 000	
	97,22	0,0285	98	0,0204	65 520	65 520	
	97	0,0309	97,84	0,02204	59 472	59 472	
	96	0,04168	97,11	0,0297	44 690	44 610	
	95,85	0,0432	97	0,0309	43 250	43 070	
	95	0,0525	96,36	0,03778	36 240	36 170	
	94,51	0,0580	96	0,04168	32 680	32 630	
	94	0,0638	95,62	0,0458	29 660	29 540	[93,23—94,9]
	93,17	0,07335	95	0,0525	25 720	25 620	
	93	0,0752	94,87	0,05365	24 770	24 670	
	92	0,0869	94,12	0,0624	21 860	21 790	
	91,85	0,08875	94	0,0638	21 500	21 430	
	91	0,099	93,36	0,0711	19 200	19 140	
	90,53	0,1046	93	0,0752	18 250	18 190	
100,25	90	0,111	92,59	0,0801	17 370	17 300	
	89,20	0,1210	92	0,0869	15 760	15 700	
	89	0,123	91,85	0,0887	15 680	15 630	
	88	0,136	91,12	0,0974	13 960	13 880	
	87,85	0,1382	91	0,099	13 740	13 660	
	87	0,149	90,37	0,1065	12 700	12 620	
	86,50	0,1556	90	0,111	12 110	12 020	
	86	0,160	89,64	0,1116	11 170	11 080	[85,42—88,64]
	85,15	0,174	89	0,123	10 600	10 500	
	85	0,176	88,89	0,1249	10 400	10 300	
	84	0,190	88,15	0,1344	9 770	9 700	
	83,80	0,193	88	0,136	9 530	9 440	

Siede- tem- peratur °C	Wasser in der Flüssig- keit %	$\frac{e}{w} = f$	Wasser im Dampf %	$\frac{e_d}{w_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	[Rayleigh] (Blacher)
	83	0,205	87,41	0,144	8920	8850	
	82,45	0,2129	87	0,149	8530	8440	
	82	0,219	86,67	0,1538	8355	8275	
	81,10	0,233	86	0,163	7820	7730	
	81	0,2344	85,93	0,1637	7730	7650	
100,45	80	0,250	85,19	0,1738	7170	7100	
	79,75	0,253	85	0,176	7100	7030	
	79	0,266	84,45	0,1841	6690	6620	
	78,40	0,2754	84	0,190	6430	6350	
	78	0,282	83,71	0,1949	6320	6250	
	77,05	0,2944	83	0,205	6150	6070	
	77	0,2989	82,97	0,2052	5875	5790	
	76	0,3159	82,24	0,2159	5530	5450	
	75,70	0,3210	82	0,219	5419	5350	
	75	0,333	81,48	0,2253	5152	5077	
	74,35	0,346	81	0,234	4956	4884	
	74	0,352	80,74	0,2384	4889	4819	[73,18—79,65]
	73	0,370	80,06	0,250	4639	4564	
	72	0,389	79,26	0,263	4430	4359	
	71,65	0,395	79	0,266	4332	4254	
	71	0,409	78,52	0,2734	4132	4059	
100,75	70,30	0,422	78	0,282	4005	3927	
	70	0,429	77,78	0,2855	3910	3840	
	69	0,449	77,04	0,2980	3720	3647	
	68,95	0,450	77	0,2987	3715	3647	
	68	0,472	76,30	0,310	3486	3405	
	67,60	0,479	76	0,3159	3465	3390	
	67	0,489	75,56	0,323	3407	3329	
	66,30	0,508	75	0,333	3238	3164	
	66	0,515	74,82	0,336	3183	3104	
	65	0,538	74,08	0,359	3032	2950	
	64,90	0,541	74	0,352	3024	2949	
	64	0,563	73,34	0,364	2865	2785	
	63,55	0,573	73	0,370	2813	2739	[63,54—71,9]
	63	0,587	72,60	0,377	2733	2656	
	62,20	0,608	72	0,389	2627	2550	
	62	0,613	71,86	0,392	2601	2529	(61,8—71,40)
	61	0,639	71,12	0,406	2475	2402	
	60,85	0,643	71	0,409	2468	2391	
101	60	0,666	70,37	0,421	2362	2288	
	59,50	0,680	70	0,429	2308	2232	
	59	0,695	69,63	0,436	2244	2171	

Siede- tem- peratur °C	Wasser in der Flüssig- keit %	$\frac{e}{w} = f$	Wasser im Dampf %	$\frac{e_d}{w_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	[Rayleigh] (Blacher)
	58,15	0,720	69	0,449	2154	2080	
	58	0,724	68,89	0,452	2143	2066	
	57	0,754	68,15	0,467	2043	1965	
	56,80	0,760	68	0,472	1963	1892	
	56	0,785	67,41	0,484	1896	1824	
	55,45	0,803	67	0,489	1875	1799	
101,25	55	0,818	66,67	0,500	1857	1782	
	54,10	0,848	66	0,515	1780	1705	
	54	0,851	65,93	0,517	1773	1698	
	53	0,887	65,19	0,544	1735	1659	
	52,75	0,897	65	0,548	1659	1587	
	52	0,923	64,45	0,551	1611	1535	
	51,39	0,946	64	0,563	1565	1488	
	51	0,961	63,71	0,570	1538	1461	[50,02—61,51]
101,50	50	1,000	63	0,587	1464	1386	
	49	1,041	62,11	0,610	1410	1334	
	48,88	1,047	62	0,613	1398	1322	
	48	1,082	61,21	0,634	1362	1286	
	47,76	1,095	61	0,639	1330	1255	
	47	1,128	60,31	0,658	1304	1230	
	46,64	1,145	60	0,666	1285	1210	
	46	1,174	59,45	0,682	1252	1177	
	45,51	1,197	59	0,695	1231	1156	
101,85	45	1,220	58,53	0,709	1206	1134	
	44,42	1,250	58	0,724	1181	1106	
	44	1,273	57,61	0,736	1162	1088	
	43,34	1,306	57	0,754	1134	1060	
	43	1,326	56,68	0,765	1119	1044	
	42,27	1,365	56	0,785	1090	1014	
	42	1,380	55,75	0,793	1079	1004	
	41,20	1,427	55	0,818	1044	969	
	41	1,439	54,81	0,824	1036	959	
	40,23	1,485	54	0,851	1012	936	
102,25	40	1,500	53,76	0,860	1000	926	
	39,26	1,548	53	0,887	975	899	
	39	1,564	52,73	0,895	964	888	[38,44—50,98]
	38,29	1,614	52	0,923	941	865	
	38	1,630	51,70	0,934	935	858	
	37,32	1,680	51	0,961	911	836	
	37	1,703	50,67	0,973	900	824	
	36,37	1,750	50	1,000	882	806	
	36	1,778	49,61	1,016	868	793	(35,6—48,08)

Siede- tem- peratur °C	Wasser in der Flüssig- keit %	$\frac{e}{w} = f$	Wasser im Dampf %	$\frac{e_d}{w_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	[Rayleigh] (Blacher)
102,75	35,44	1,823	49	1,041	851	774	
	35	1,857	48,52	1,060	838	763	
	34,50	1,898	48	1,082	822	747	
	34	1,941	47,47	1,106	809	734	
	33,59	1,982	47	1,128	794	718	
	33	2,033	46,30	1,159	781	705	
	32,73	2,052	46	1,174	779	703	
	32	2,124	45,17	1,214	758	682	
	31,85	2,143	45	1,222	749	673	
	31	2,225	44,01	1,271	731	656	
103,40	30,10	2,320	43	1,326	704,5	630	
	30	2,333	42,85	1,333	705,0	629	
	29,23	2,420	42	1,380	684,5	608,5	
	29	2,449	41,71	1,398	679,7	604,5	
	28,39	2,525	41	1,439	663,1	587,5	
	28	2,571	40,53	1,468	655,3	580,0	
	27,55	2,630	40	1,500	643,3	568,1	[27,73—39,55]
	27	2,704	39,30	1,544	631,8	556,8	
	26,73	2,744	39	1,564	623,7	548,3	
	26	2,847	38,05	1,629	611,5	535,5	
104	25,12	2,983	37	1,703	588,8	513,1	
	25	3,000	36,85	1,713	587,4	511,2	
	24,30	3,115	36	1,778	571,4	495,9	
	24	3,167	35,63	1,806	564,4	488,7	
	23,48	3,259	35	1,857	553,3	477,6	
	23	3,348	34,40	1,907	542,7	467,0	
	22,69	3,409	34	1,941	535,7	459,9	
	22	3,542	33,08	2,026	525,0	448,5	
	21,19	3,720	32	2,124	506,6	430,9	
	21	3,762	31,75	2,150	503,4	428,4	
105	20,43	3,898	31	2,225	492,0	416,8	(20,31—30,33)
	20	4,000	30,44	2,282	484,0	408,2	
	19,67	4,097	30	2,333	531,8	399,7	
	19	4,266	29,10	2,436	465,5	389,0	[18,34—26,94]
	18,28	4,470	28	2,571	456,0	380,2	
	18	4,550	27,76	2,604	448,7	372,6	
	17,44	4,735	27	2,704	435,0	359,9	
	17	4,882	26,39	2,796	429,6	354,4	
	16,72	4,987	26	2,847	423,5	347,7	
	16	5,250	25,01	2,999	410,7	335,2	
106,25	15,29	5,548	24	3,167	398,1	322,5	
	15	5,660	23,59	3,239	394,8	319,2	

Siede- tem- peratur ° C	Wasser in der Flüssig- keit ‰	$\frac{e}{w} = f$	Wasser im Dampf ‰	$\frac{e_d}{w_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	[Rayleigh] (Blacher)
	14,59	5,852	23	3,348	387,4	312,0	
	14	6,143	22	3,514	377,3	301,7	
	13,18	6,597	21	3,762	362,7	286,5	
	13	6,692	20,74	3,828	360,0	285,4	
	12,50	7,000	20	4,000	352,0	276,7	
	12	7,333	19,27	4,198	344,0	269,8	
	11,15	7,961	18	4,550	331,0	255,4	
	11	8,104	17,78	4,629	327,5	252,0	
	10,45	8,561	17	4,882	318,2	243,9	
108,50	10	9,000	16,30	5,135	313,0	237,5	[9,3—13,78]
	9,17	9,900	15	5,660	299,0	225,0	
	9	10,111	14,74	5,796	298,0	224,0	
	8,51	10,750	14	6,143	290,7	215,4	
	8	11,500	13,22	6,568	283,0	207,0	
	7,20	12,880	12	7,333	275,0	194,4	
110	7	13,286	11,70	7,547	278,4	192,4	
	6,56	14,240	11	8,104	265,6	185,8	
111	6	15,790	10,18	8,898	245,9	171,6	
	5,33	17,703	9	10,111	244,6	169,0	
112	5	19,200	8,45	10,830	235,7	160,0	
	4,22	23,270	7	13,286	235,0	152,9	
113	4	24,000	6,80	13,700	228,1	151,4	(3,85—7,13)
	3,52	27,400	6	15,790	224,1	148,2	
114	3	32,333	5,14	18,450	213,8	138,2	
	2,32	42,100	4	24,000	204,7	130,2	
115	2	49,000	3,46	27,900	200,0	124,9	
	1,643	59,973	3	32,330	183,0	107,5	
116,5	1	99,000	2,17	45,080	148,0	72,5	
	0,922	107,499	2	49,000	147,5	72,1	
118	0,5	199,000	1,085	91,170	144,5	68,54	
	0,4	249,000	0,868	114,200	143,0	67,72	
	0,3	332,000	0,651	152,600	142,5	67,08	
	0,2	499,000	0,434	230,000	142,0	67,58	
	0,1	999,000	0,217	460,000	141,2	65,47	

Tabelle 43 (Tafel 19).

Wasser und Essigsäure.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Wasser als 99,9% Wasser-Essigsäure-Dampf zu gewinnen aus Wasser-Essigsäure-Mischungen von 95 bis 0,5%.

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_a um 100 Kilo Essigsäure aus Wasser-Essigsäure-Mischungen von 95 bis 0,5% abzutrennen (oder um in ihnen für 100 Kilo Ablauf-Essigsäure den Wasser-Gehalt des Dampfes von 1,085 unten auf 96,36% oben zu erhöhen.)

Wassergehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Wasser als 99,9% C_R WE	Für 100 Kilo Essigsäure-Ablauf C_a WE
der Flüssigkeit % G	des Dampfes % G		
95	96,36	1368	3 617 000
90	92,59	1385	1 730 000
85	88,89	1320	1 050 000
80	85,19	1245	710 000
70	77,78	1116	384 000
60	70,37	993	228 800
55	66,67	929	178 200
50	63	859	138 600
45	58,53	853	113 400
40	53,76	860	92 600
35	48,52	888	76 300
30	42,85	940	63 000
25	36,85	1005	51 120
20	30,44	1105	40 820
15	23,59	1275	31 920
12	19,27	1443	26 980
10	16,30	1606	23 750
8	13,22	1858	20 700
6	10,12	2188	17 160
4	6,8	3120	15 140
3	5,14	3920	13 820
2	3,46	5580	12 490
1	2,17	6670	8 250
0,5	1,085	13020	6 854

1

2

3

4

Tabelle 44.

Wasser und Essigsäure.

Verstärkungssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99% Wasser (1% Essigsäure) beim Aufwand von $C_R = 20\,000$ bis $150\,000$ WE Rücklaufwärme für 10 Kilo Wasser.

Boden	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Wasser.									
	20 000 WE		30 000 WE		50 000 WE		80 000 WE		150 000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	98,51	99	98,51	99	98,51	99	98,51	99	98,51	99
1	98,2	98,66	98,2	98,66	98,2	98,66	98,2	98,66	98,1	98,65
2	97,74	98,36	97,6	98,3	97,5	98,3	97,45	98,25	97,35	98,1
3	97,11	97,92	96,95	97,85	96,8	97,78	96,63	97,65	96,33	97,5
4	96,7	97,55	96,4	97,30	96,0	97,0	95,6	96,73	95,0	96,36
5	95,9	97,04	95,45	96,75	94,50	96,07	94,35	95,89	93,4	95,23
6	95,28	96,59	94,4	95,9	93,17	95,0	92,7	94,65	91,5	93,64
7	94,61	96,1	92,6	94,6	92,0	94,1	91,0	93,31	89,2	92,01
8	94,25	95,8	91,0	93,4	90,53	93,09	88,6	91,6	84,6	89,64
9	93,17	95,0	90,1	92,79	89,2	92,04	86	89,6	80,01	85,2
10	92,8	94,75	88,5	91,41	86,75	90,2	75,5	81,8	73,55	80,48
11	92,0	94,1	86,5	90,0	84,0	88,1	69,1	77,1	65,66	74,55
12	90,53	93,0	84,2	88,13	80,6	85,68	62,0	70,83	52,0	64,5
13	89,7	92,4	81,55	86,37	75,85	82,1	51,0	63,71	40,0	53,78
14	88,9	91,74	78,75	84,35	70,0	77,8	39,37	53,3	28,4	41,05
15	87,3	90,5	74,4	81,24	60,9	71,808	28,5	41,22	19,0	29,28
16	85,8	89,55	69,8	77,5	50,5	63,56	19,9	30,37	12,5	19,85
17	84,3	88,34	63,75	73,16	39,6	53,39	14,0	22,0	7,33	13,2
18	83,6	87,18	55,66	67,22	29,5	42,59	9,2	15,31	5,0	8,41
19	81,4	86,27	47,0	60,3	21,6	32,49	6,25	10,51	3,3	5,57
20	79,4	84,79	37,9	51,6	16,5	25,77	4,4	7,50	1,88	3,37
21	77,0	82,98	29,8	42,73	11,7	18,96	3,25	5,53	1,25	2,435
22	71,8	79,16	23,0	34,48	8,4	13,98	2,55	4,315	0,78	1,767
23	68,0	76,37	16,4	25,66	6,19	10,439	2,32	4,039	0,65	1,355
24	63,75	73,2	12,8	20,49	4,2	8,10	1,9	3,364	0,58	1,208
25	58,45	69,24	10,25	16,65	3,5	5,986	1,5	2,918	—	—
26	52,0	64,46	8,3	13,76	3,1	5,24	1,3	2,49	—	—
27	45,1	58,68	6,9	11,65	2,5	4,81	1,15	2,307	—	—
28	37,8	51,56	6,1	10,2	2,33	4,17	0,99	2,14	—	—
29	31,5	44,64	5,6	9,25	—	—	—	—	—	—
30	26,35	38,5	5,11	8,67	—	—	—	—	—	—
31	22	33,05	4,85	8,19	—	—	—	—	—	—

Tabelle 45.

Wasser und Essigsäure. Abtriebssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 80000 \div 4000000$ WE für 100 Kilo Essigsäure.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Essigsäure									
	80000 WE		100000 WE		150000 WE		200000 WE		300000 WE	
	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %
14	34,4	47,7	40,2	54,05	50,0	63,0	56,0	67,4	63,55	73,0
13	33,2	46,63	38,8	52,7	48,9	61,8	54,5	66,8	62,2	71,9
12	31,4	44,5	36,9	50,7	46,3	79,8	52,0	64,45	59,7	70,25
11	28,9	41,5	33,75	47,25	42,8	56,4	47,75	61,0	56,0	67,4
10	25,7	37,7	30,8	43,9	38,0	52,0	43,3	57,0	49,75	62,78
9	22,1	33,0	26,2	38,1	31,8	45,0	36,4	50,0	41,2	55,0
8	17,95	27,7	21,1	32,0	25,2	37,0	28,5	41,1	31,9	45,0
7	13,7	21,5	15,95	25,0	18,5	28,5	20,95	31,6	23,0	34,3
6	10,0	16,2	11,4	18,3	12,9	20,65	14,4	22,8	15,5	24,4
5	6,85	11,5	7,8	12,9	8,7	14,2	9,35	15,35	10,0	16,3
4	4,58	7,70	5,1	8,65	5,5	9,3	5,9	9,9	6,19	10,3
3	2,99	5,08	3,3	5,51	3,45	5,85	3,65	6,2	3,78	6,3
2	1,95	3,31	2,01	3,5	2,10	3,62	2,20	3,8	2,22	3,85
1	1,05	2,20	1,06	2,22	1,07	2,25	1,08	2,25	1,075	2,30
	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Essigsäure									
	400000 WE		700000 WE		1000000 WE		2000000 WE		4000000 WE	
	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %	F1 %	D %
15	69,2	77,0	77,4	83,0	81,0	85,9	86,0	89,9	91,6	93,6
14	68,0	76,4	76,0	82,3	79,5	85,8	84,0	88,2	89,8	92,4
13	66,25	75,0	73,9	80,8	77,3	83,0	81,1	86,0	88,0	91,0
12	63,8	73,3	70,7	78,3	73,85	80,7	77,4	83,0	85,2	89,1
11	59,0	69,9	65,8	74,8	68,3	76,9	71,7	78,9	81,5	86,2
10	52,8	64,6	58,7	69,4	60,6	71,0	63,8	73,3	76,7	82,6
9	43,9	57,1	48,4	61,5	49,7	62,5	52,1	65,1	54,3	66,9
8	33,6	44,8	36,5	50,4	37,3	51,2	39,2	53,1	41,1	55,1
7	23,9	35,5	25,6	37,7	26,2	38,4	27,2	39,7	28,6	41,4
6	18,95	24,9	17,0	26,4	17,3	26,7	17,8	27,6	18,7	28,7
5	10,15	16,4	10,7	17,35	10,8	17,55	11,0	17,9	11,6	18,75
4	6,2	10,4	6,4	10,85	6,5	10,9	6,6	11,0	6,95	11,7
3	3,71	6,3	3,85	6,5	3,9	6,6	3,9	6,7	3,9	6,7
2	2,28	3,79	2,30	3,85	2,38	3,9	2,38	3,9	2,38	3,9
1	1,085	2,24	1,085	2,25	1,085	2,25	1,085	2,25	1,085	2,25
	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085	0,5	1,085

$\alpha = 537,0$ WE
 $\beta = 103,7$ WE

Tabelle 46 (Tafel 17).

Wasser und Ameisensäure.

Wassergehalt der flüssigen Wasser-Ameisensäure-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{a}{w} = f$ und der Dämpfe $\frac{a_d}{w_d} = f_d$; Werte von $\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$.
 Nach Hilding Bergström (Stockholm). Vom Verfasser erweitert.

Siede-temperatur °C	Wasser in der Flüssig-keit % G	$\frac{w}{a} = f$	Wasser im Dampf % G	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$	Siede-temperatur °C	Wasser in der Flüssig-keit % G	$\frac{w}{a} = f$	Wasser im Dampf % G	$\frac{w_d}{a_d} = f_d$	$\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$
99,5	99,5	0,00503	99,8	0,00200	178 457	178 457		74,5	0,3422	86,63	0,1543	3043	2941
99	99	0,0101	99,6	0,00402	88 172	88 150		74	0,3520	86,26	0,1594	2982	2884
98,5	98,5	0,0153	99,4	0,00604	58 131	58 091		73,5	0,3604	85,89	0,1644	2930	2827
98	98	0,0204	99,2	0,00806	47 871	47 810		73	0,3700	85,52	0,1693	2871	2767
97,5	97,5	0,0257	98,95	0,01061	35 711	35 628		72,5	0,3792	85,15	0,1742	2811	2707
97	97	0,0309	98,7	0,01316	30 519	30 412		72	0,3890	84,78	0,1796	2760	2660
96,5	96,5	0,0363	98,45	0,01575	26 250	26 146		71,5	0,3974	84,41	0,1846	2718	2613
96	96	0,0417	98,2	0,01830	23 168	23 060		71	0,4090	84,04	0,1899	2645	2555
95,5	95,5	0,0471	97,95	0,02093	20 684	20 576		70,5	0,4183	83,67	0,1951	2603	2498
95	95	0,0525	97,7	0,02353	18 723	18 617		70	0,4290	83,30	0,2004	2544	2458
94,5	94,5	0,0582	97,46	0,02606	16 887	16 784		69,5	0,4388	82,92	0,2060	2504	2399
94	94	0,0638	97,22	0,02858	15 442	15 340		69	0,4490	82,54	0,2116	2460	2353
93,5	93,5	0,0695	96,98	0,03116	14 149	14 043		68,5	0,4599	82,16	0,2171	2412	2308
93	93	0,0752	96,74	0,03409	13 223	13 153		68	0,4720	81,78	0,2228	2349	2247
92,5	92,5	0,0811	96,50	0,03626	12 162	12 057		67,5	0,481	81,40	0,228	2324	2220
92	92	0,0869	96,26	0,03886	11 351	11 247		67	0,493	81	0,235	2279	2175
91,5	91,5	0,0929	96,02	0,04071	10 500	10 364		66,5	0,503	80,60	0,241	2248	2140
91	91	0,0990	95,78	0,04405	9 953	9 850		66	0,515	80,20	0,247	2203	2095
90,5	90,5	0,1049	95,54	0,04665	9 396	9 291		65,5	0,528	79,80	0,253	2171	2066

90	0,1110	95,30	0,04930	8 906	8 784	65	0,528	79,40	0,251	2140	2035
89,5	0,1173	95,06	0,05197	8 409	8 305	64,5	0,550	79,02	0,267	2099	1995
89	0,1230	94,82	0,05459	8 036	7 930	64	0,563	78,64	0,272	2046	1941
88,5	0,1299	94,58	0,05729	7 578	7 484	63,5	0,573	78,26	0,278	2021	1917
88	0,1360	94,34	0,06030	7 280	7 174	63	0,587	77,88	0,284	1979	1868
87,5	0,1427	94,10	0,06285	6 897	6 709	62,5	0,600	77,50	0,290	1935	1831
87	0,1490	93,84	0,06567	6 691	6 524	62	0,613	77	0,299	1912	1808
86,5	0,1558	93,58	0,06856	6 318	6 239	61,5	0,626	76,50	0,307	1886	1780
86	0,1600	93,32	0,07154	6 255	6 147	61	0,639	76	0,316	1831	1761
85,5	0,1695	93,06	0,07460	5 843	5 740	60,5	0,652	75,50	0,324	1820	1740
85	0,1760	92,80	0,07754	5 638	5 534	60	0,666	75	0,333	1799	1717
84,5	0,1833	92,53	0,08079	5 421	5 325	59,5	0,680	74,50	0,342	1776	1695
84	0,1900	92,25	0,08399	5 251	5 151	59	0,695	74	0,352	1752	1671
83,5	0,1975	91,98	0,08720	5 068	4 963	58,5	0,709	73,50	0,360	1729	1647
83	0,2050	91,70	0,0904	4 873	4 769	58	0,724	73	0,370	1717	1615
82,5	0,2121	91,43	0,0937	4 720	4 616	57,5	0,739	72,50	0,379	1707	1603
82	0,2190	91,14	0,0972	4 595	4 491	57	0,754	71,94	0,399	1689	1586
81,5	0,2269	90,86	0,1007	4 448	4 344	56,5	0,770	71,38	0,401	1671	1567
81	0,2340	90,57	0,1041	4 307	4 208	56	0,785	70,82	0,412	1648	1554
80,5	0,2422	90,29	0,1076	4 175	4 072	55,5	0,801	70,26	0,423	1644	1540
80	0,2500	90	0,1110	4 044	3 953	55	0,818	69,70	0,435	1623	1520
79,5	0,2576	89,71	0,1146	3 940	3 834	54,5	0,834	69,08	0,448	1614	1510
79	0,2660	89,43	0,1183	3 822	3 703	54	0,851	68,46	0,461	1613	1499
78,5	0,2736	89,14	0,1218	3 726	3 621	53,5	0,869	67,84	0,474	1589	1494
78	0,2820	88,86	0,1254	3 623	3 509	53	0,887	67,22	0,488	1579	1474
77,5	0,2902	88,57	0,1290	3 522	3 418	52,5	0,904	66,60	0,501	1564	1461
77	0,2987	88,26	0,1331	3 435	3 339	52	0,923	65,94	0,516	1559	1453
76,5	0,3067	87,94	0,1371	3 375	3 271	51,5	0,941	65,28	0,5319	1552	1447
76	0,3159	87,63	0,1412	3 252	3 176	51	0,961	64,62	0,5477	1541	1437
75,5	0,3243	87,31	0,1453	3 187	3 083	50,5	0,980	63,96	0,5633	1531	1428
75	0,3330	87	0,1490	3 096	3 012	50	1,000	63,30	0,5795	1526	1421

Siede-temperatur ° C	Wasser in der Flüssig- keit % G	$\frac{w}{a} = f$	Wasser im Dampf % G	$\frac{wd}{ad} = fd$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - fd}$	Siede-temperatur ° C	Wasser in der Flüssig- keit % G	$\frac{w}{a} = f$	Wasser im Dampf % G	$\frac{wd}{ad} = fd$	$\frac{\alpha + f\beta}{f - fd}$	$\frac{\alpha + fd\beta}{f - fd}$
	49,5	1,020	62,63	0,5964	1516	1413	37	1,703	44,64	1,2395	1541	1437
	49	1,042	61,96	6,6139	1507	1402	36,5	1,739	43,88	1,2789	1556	1455
	48,5	1,062	61,29	0,6320	1503	1401	36	1,778	43,12	1,3196	1575	1471
	48	1,082	60,62	0,6498	1502	1398	35,5	1,817	42,36	1,360	1586	1483
	47,5	1,105	59,95	0,6672	1469	1385	35	1,857	41,60	1,404	1610	1506
	47	1,128	59,28	0,6873	1484	1381	34,5	1,898	40,80	1,448	1630	1526
	46,5	1,150	58,61	0,7061	1477	1377	34	1,940	40	1,500	1677	1573
	46	1,174	57,94	0,7253	1469	1365	33,5	1,985	39,20	1,551	1710	1607
	45,5	1,198	57,27	0,7462	1463	1361	33	2,033	38,40	1,604	1741	1639
	45	1,222	56,60	0,7664	1450	1359	32,5	2,077	37,60	1,659	1765	1696
	44,5	1,247	55,86	0,7901	1459	1354	32	2,125	36,80	1,717	1849	1755
	44	1,273	55,12	0,8140	1457	1353	31,5	2,174	36	1,777	1920	1816
	43,5	1,299	54,38	0,8394	1460	1358	31	2,226	35,20	1,840	1989	1884
	43	1,325	53,64	0,8631	1460	1355	30,5	2,278	34,40	1,907	2084	2050
	42,5	1,353	52,90	0,8901	1462	1358	30	2,333	33,60	1,976	2182	2078
	42	1,381	52,16	0,9176	1467	1363	29,5	2,389	32,82	2,048	2298	2193
	41,5	1,410	51,42	0,9449	1471	1361	29	2,449	32,04	2,124	2433	2328
	41	1,439	50,68	0,9736	1473	1371	28,5	2,508	31,26	2,203	2593	2508
	40,5	1,469	49,94	1,0012	1478	1371	28	2,571	30,48	2,279	2756	2651
	40	1,500	49,20	1,0320	1486	1382	27,5	2,636	29,70	2,367	3012	2908
	39,5	1,531	48,44	1,0647	1492	1388	27	2,704	28,92	2,459	3339	3236
	39	1,564	47,68	1,0987	1503	1399	26,5	2,773	28,14	2,557	3817	3713
	38,5	1,597	46,92	1,1216	1511	1408	26	2,847	27,36	2,655	4334	4260
	38	1,632	46,16	1,1662	1529	1416	25,5	2,941	26,58	2,764	4756	4652
	37,5	1,666	45,40	1,2010	1528	1424	25	3,000	25,80	2,876	6830	6729

Tabelle 47 (Tafel 28).

Ameisensäure und Wasser.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Wasser als Dampf von 99,6% plus 0,4% Ameisensäure zu gewinnen aus Mischungen mit 99,0% bis 25% Ameisensäuregehalt.

Tabelle 48 (Tafel 28).

Ameisensäure und Wasser.

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme um 100 Kilo Ameisensäure aus Mischungen mit 95 bis 26% Wassergehalt (5 bis 74% Ameisensäure) abzutrennen (oder um in ihnen für 100 Kilo unten ablaufende Ameisensäure von 25% oben 26 bis 95% Ameisensäure-Wasserdampf-Mischung zu erhalten).

Wasser			Wasser			Wasser in der Flüssigkeit % G.	Verdampfungswärme C_a für 100 Kilo Ameisensäure WE	Wasser in der Flüssigkeit % G.	Verdampfungswärme C_a für 100 Kilo Ameisensäure WE
in der Flüssigkeit % G.	im Dampfe % G.	Rücklaufwärme C_R WE	in der Flüssigkeit % G.	im Dampfe % G.	Rücklaufwärme C_R WE				
99	99,6	177,4	45	56,6	1108,4	95	1 861 700	45	135 300
95	97,7	402,9	40	49,2	1530,6	90	878 400	40	138 000
90	95,3	421,2	35	41,6	2257,0	85	553 400	35	151 640
85	92,8	425,8	33	38,4	2788,6	80	390 000	33	163 938
80	90	440,7	30	33,6	4306,5	75	301 000	30	207 800
75	87	455,0	29	32,04	5162,6	70	245 000	29	232 810
70	83,3	504,5	28	30,48	6275,9	65	203 500	28	265 140
65	79,4	553,4	27	28,92	8204,2	60	171 700	27	323 690
60	75	595,5	26	27,36	11498,1	55	152 000	26	426 060
55	69,7	702,0	25	25,8	19630,0	50	142 100	25	672 900
50	63,3	880,7							

Tabelle 49.

Wasser und Ameisensäure.

Verstärkungssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99,8% Wasser (0,2 Ameisensäure) beim Aufwand von $C_R = 5000$ bis 200000 WE Rücklaufwärme für 10 Kilo Wasser.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Wasser									
	5000 WE		15000 WE		50000 WE		100000 WE		200000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
1	99,5	99,8	99,5	99,8	99,5	99,8	99,5	99,8	99,5	99,8
2	98,75	99,5	98,75	99,5	98,7	99,48	98,7	99,48	98,7	99,47
3	98,5	99,42	97,75	99,1	97,5	98,94	97,35	98,87	97,25	98,83
4	97,75	99,1	97	98,72	95,2	97,8	94,8	97,62	94,1	97,27
5	97,3	98,81	95,2	97,77	90,25	95,45	89,25	94,91	88	94,3
6	97,0	98,7	90,5	95,58	83,5	91,99	79,6	89,83	77,4	88,51
7	96,5	98,42	82,8	91,6	72,5	85,2	66,5	80,5	63	77,99
8	95,9	98,16	74,9	86,9	60	75,07	54,2	68,36	50,25	63,6
9	95,5	98	66,5	80,57	49,7	62,92	45	56,61	41,5	50,4
10	94,8	97,61	58,5	73,5	42,75	53,13	38,25	46,6	35,5	42,36
11	94,25	97,35	53,8	68,36	37,9	45,96	35	41,3	31,7	36,3
12	93,6	97,05	46	57,96	34,6	41,07	31,8	36,66	29,25	32,46
13	93,4	96,9	44	55,11	32,6	37,73	29,8	33,49	27,75	30,13
14	—	—	43,8	54,8	31,7	36,5	28,75	31,5	26,75	28,52
15	—	—	42,65	53,18	30,9	35,1	28	30,42	26,2	27,77
16	—	—	—	—	30,4	34,1	27,5	29,7	25,6	27

Tabelle 50.

Wasser und Ameisensäure.

Abtriebssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen bei Aufwand von $C_a = 150\,000$ bis $700\,000$ WE für 100 Kilo Ablauf-Ameisensäure.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Ameisensäure									
	150 000 WE		200 000 WE		300 000 WE		500 000 WE		700 000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
20	51,29	64,95	—	—	—	—	—	—	87,02	93,84
19	50,8	64,33	—	—	74,32	86,38	83,3	91,8	86,28	93,43
18	49,78	62,96	—	—	73,8	86	83,12	91,77	84,17	92,27
17	49,1	62,1	—	—	72,14	85,07	82,44	91,33	79,82	89,9
16	48,47	61,25	—	—	69,82	83,25	81,17	90,6	72,1	84,8
15	47,86	60,33	64,4	78,82	66,35	80,4	79,68	89,8	61,65	76,65
14	47,05	59,28	62,62	77,6	60,9	75,9	75,4	87,25	52,65	66,33
13	46,33	58,3	61,2	76,2	54,5	69,08	69,08	82,54	44,29	55,29
12	45,43	57	59,78	74,25	49,21	61,25	60,1	75	38,09	46,16
11	44,56	55,86	57,25	72,28	43,79	54,75	51,16	64,85	33,78	39,6
10	43,7	54,68	54,3	68,75	39,49	48,4	43,73	54,7	30,91	35
9	42,95	53,5	51,14	64,78	36,29	43,2	38,21	46,44	28,94	31,98
8	42,19	52,44	47,9	60,5	33,8	39,6	34,2	40,3	27,63	29,9
7	41,49	51,4	44,7	56,2	32	36,8	31,46	36	26,86	28,72
6	40,9	50,5	42,08	52,16	30,75	34,8	30	33,6	26,13	27,75
5	40,3	49,3	39,75	48,8	29,81	33,3	28,67	31,33	25,75	26,98
4	39,7	48,75	37,66	45,75	29,12	32,3	27,91	30,8	25,36	26,76
3	39,2	47,96	36,1	43,13	28,69	31,52	27,19	29,2	25,2	26,54
2	38,77	47,3	34,75	41,2	28,5	31,26	26,57	28,33	25,09	26,30
1	38,41	46,7	33,8	39,48	28,26	30,88	26,23	27,6	25,03	26,06
	37,8	46,16	33	38,4	28	30,48	26	27,36	25	25,8

Tabelle 51 (Tafel 17). Ammoniak und Wasser.

Ammoniakgehalt der flüssigen Ammoniak-Wasser-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{w}{a} = f$ und der Dämpfe $\frac{w_d}{a_d} = f_d$; der Werte $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$. $\alpha = 450$ WE $\beta = 536$ WE

Die Prozentzahlen nach Lord Rayleigh vom Verfasser verdichtet.

Ammoniak in der Flüssigkeit o/o	f	Ammoniak im Dampf o/o	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	Ammoniak in der Flüssigkeit o/o	f	Ammoniak im Dampf o/o	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
80	0,250	99	0,010	2435	1880	6,05	15,528	44	1,273	615	79
70	0,428	98	0,020	1697	1150	5,9	15,949	43	1,320	614	79
60	0,666	97	0,021	1266	733	5,75	16,391	42	1,381	614	79
48	1,083	96	0,042	988	454	5,60	16,857	41	1,439	614	78,8
41	1,439	95	0,053	810	347	5,46	17,348	40	1,500	614	78,7
34,6	1,890	94	0,064	800	265	5,30	17,868	39	1,564	613	78,7
28,2	2,546	93	0,075	731	198	5,15	18,417	38	1,632	613	78,6
25	3	92	0,087	705	170	5	19,200	37	1,703	613	78,5
22,5	3,444	91	0,099	684	150	4,85	19,610	36	1,778	613	78,4
20	4	90	0,111	665	131	4,7	20,270	35	1,857	613	78,3
19	4,263	89	0,124	657	124	4,56	20,920	34	1,940	613	78,2
18	4,555	88	0,136	653	118	4,42	21,620	33	2,033	613	78,1
17	4,882	87	0,149	650	114	4,28	22,360	32	2,105	612	78
16	5,250	86	0,163	646	107	4,14	23,150	31	2,220	612	77,9
15	5,666	85	0,176	634	99	4	24	30	2,333	612	77,8
14,5	5,896	84	0,190	630	97	3,84	25,078	29	2,449	612	77,7
14	6,142	83	0,204	628	94	3,68	26,170	28	2,571	612	77
13,62	6,350	82	0,219	627	92	3,52	27,400	27	2,704	611	76,6
13,25	6,550	81	0,234	626	91	3,36	28,760	26	2,847	611	76,2
12,89	6,760	80	0,250	626	90	3,2	30,251	26	3	611	76
12,66	6,902	79	0,265	626	89,3	3,066	31,745	25	3,167	610	75,7
12,44	7,030	78	0,282	625	88,9	3	32,383	23,5	3,255	609	75,4
12,22	7,193	77	0,299	624	88,2	2,929	33,198	23	3,348	609	75,2

12	7,333	76	0,316	624	87,8	2,786	34,899	22	3,542	608	75
11,8	7,474	75	0,333	624	87,5	2,643	36,869	21	3,762	608	74,8
11,6	7,621	74	0,351	623	87,4	2,50	39	20	4	607	74,6
11,4	7,771	73	0,380	623	87,2	2,399	40,700	19	4,27	607	74,4
11,2	7,928	72	0,389	623	87	2,266	43,100	18	4,55	606	74,2
11	8,091	71	0,408	622	86,5	2,133	45,800	17	4,88	606	74
10,75	8,306	70	0,428	622	86	2	49	16,25	5,151	606	73
10,5	8,523	69	0,449	621	85,6	1,962	50	16	5,25	606	72,5
10,25	8,753	68	0,470	621	85	1,81	54,2	15	5,66	605	72
10	9	67	0,492	621	84,5	1,688	58,4	14	6,13	605	71,9
9,858	9,152	66	0,515	620	84,2	1,560	63	13	6,69	605	71,8
9,715	9,290	65	0,538	619	84,1	1,444	68,50	12	7,33	604	71,6
9,562	9,460	64	0,562	619	84,1	1,322	74,70	11	8,09	604	71,7
9,409	9,627	63	0,587	619	84,1	1,20	82,30	10	9	603	71,6
9,256	9,810	62	0,613	619	84,1	1,066	93	9	10,11	603	71
9,080	10,136	61	0,639	618	83,5	1	99	8	10,76	602	69,4
8,760	10,415	60	0,666	618	83	0,933	106,1	8	11,50	602	68,8
8,543	10,709	59	0,695	618	82,4	0,80	124	7	13,19	602	67,7
8,326	11,010	58	0,724	617	82	0,675	147,1	6	16,79	600	66,9
8,109	11,345	57	0,754	617	81,8	0,60	165,70	5,4	17,54	600	66
7,922	11,625	56	0,785	617	81,7	0,55	180,8	5	19,20	600	65,6
7,769	11,880	55	0,818	617	81,6	0,455	228,8	4	24	598	65
7,615	12,140	54	0,852	617	81,3	0,4	249	3,7	26,03	598	64,3
7,48	12,369	53	0,887	616	81,3	0,313	319	3	32,33	596	62,1
7,32	12,661	52	0,923	616	80,7	0,3	332	2,9	33,45	596	61,3
7,16	12,966	51	0,961	616	80,4	0,2	499	2	49	596	59,8
7	13,286	50	1	616	79,9	0,15	666	1,5	65,58	595	59,8
6,84	13,620	49	1,040	615	79,9	0,10	999	1	99	595	59,6
6,68	13,970	48	1,083	615	79,9	0,075	1333	0,75	132,30	595	59,4
6,52	14,337	47	1,128	615	79,5	0,050	1999	0,50	199	594	59,4
6,36	14,723	46	1,174	615	79,5	0,025	3999	0,25	399	594	59,4
6,2	15,129	45	1,222	615	79	0,010	9999	0,1	999	593	59,4

Tabelle 52 (Tafel 28).

Ammoniak und Wasser.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R , um 1 Kilo Ammoniak als Ammoniak-Wasserdampf von 20–25–30 % G zu gewinnen aus Ammoniak-Wassermischungen von 4,0 bis 0,1 % G.

Ammoniakgehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Ammoniak als Dampf von:			Ammoniakgehalt		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Ammoniak als Dampf von:		
der Flüssig- keit	des Dampfes	20 % C _R	25 % C _R	30 % C _R	der Flüssig- keit	des Dampfes	20 % C _R	25 % C _R	30 % C _R
% G	% G	WE	WE	WE	% G	% G	WE	WE	WE
4	30	—	—	—	1,2	10	3015	3618	4010
3,52	27	—	—	227	1	8,7	4063	4671	5074
3	23,5	—	1552	561	0,8	7	5532	6135	6530
2,79	22	—	329,5	736	0,6	5,4	8100	8700	9120
2,5	20	—	607	1007	0,4	3,7	13150	13750	14170
2,27	18	336	939	1345	0,3	2,9	17550	18150	18535
2	16,25	697	1302	1708	0,2	2	26820	27416	27800
1,81	15	1004	1609	2014	0,15	1,5	36650	37247	31899
1,57	13	1627	2232	2637	0,1	1	56525	57120	57500
1,32	11	2474	3076	3484					

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_a , um 100 Kilo Wasser aus Ammoniak-Wassermischungen von 4 bis 0,1 % G abzutrennen (oder um ihnen für 100 Kilo Ablaufwasser den Ammoniak des Dampfes von 0,01 unten auf 1 bis 30 % oben zu erhöhen). Nach der Gleichung:

$$C_a = \frac{(w - w_e)(\alpha + f_d \cdot \beta)}{f - f_d}$$

Ammoniak- gehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a	Ammoniak- gehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a	Ammoniak- gehalt der Flüssigkeit	Für 100 Kilo Ablauf- wasser C_a
% G	WE	% G	WE	% G	WE
4	7160	1,81	6900	0,6	6580
3,52	7080	1,57	6900	0,4	6400
3	7050	1,32	6900	0,3	6130
2,79	7010	1,2	6880	0,2	5960
2,5	7000	1	6880	0,15	5960
2,27	7000	0,8	6710	0,1	5960
2	7000				

Tabelle 53.

Ammoniak und Wasser.

Verstärkungssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 20% (resp. 30%) Ammoniak beim Aufwand von $C_R = 3500$ bis 20000 WE (resp. 10000 bis 50000 WE) Rücklaufwärme für 10 Kilo Ammoniak.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Ammoniak (20%)									
	3500 WE		5000 WE		10000 WE		15000 WE		20000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
1	2,5	20	2,5	20	2,5	20	2,5	20	2,5	20
	2,26	18	2,3	17,25	1,85	15,25	1,6	13,7	1,44	12
2	2,26	18	2,2	16,8	1,81	15	1,6	13,5	1,44	12
	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Ammoniak (30%)									
	10000 WE		15000 WE		20000 WE		25000 WE		50000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
1	4	30	4	30	4	30	4	30	4	30
	2,91	23	2,26	18,1	2	16,2	1,8	14,74	1,1	10,84
2	2,55	20,3	2,22	17,3	1,81	15,15	1,64	13,55	1,05	8,24
3	2,5	20	2,2	17	1,81	15,01	1,62	13,48		

Tabelle 54.

Ammoniak und Wasser.

Abtriebssäulen.

Ammoniakgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 8000$ bis 15000 WE für 100 Kilo Ablaufwasser.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand für 100 Kilo Ablaufwasser							
	8000 WE		10000 WE		11000 WE		15000 WE	
	Fl ‰	D ‰	Fl ‰	D ‰	Fl ‰	D ‰	Fl ‰	D ‰
25	1,626	13,51	—	—	—	—	—	—
24	1,579	13,15	—	—	—	—	—	—
23	1,408	11,69	—	—	—	—	—	—
22	1,250	10,41	—	—	—	—	—	—
21	1,101	9,345	—	—	—	—	—	—
20	0,9615	8,264	5,26	38,6	—	—	—	—
19	0,8264	7,246	3,953	29,76	—	—	—	—
18	0,7142	6,25	2,932	23,04	—	—	—	—
17	0,5988	5,405	2,197	17,51	—	—	—	—
16	0,5000	4,545	1,626	13,33	—	—	—	—
15	0,3937	3,846	1,191	10	3,2	25	—	—
14	0,2881	2,809	0,8620	7,407	2,04	16,66	29,2	93
13	0,2262	2,217	0,5988	5,405	1,39	11,50	21,2	90,9
12	0,1748	1,721	0,4081	3,773	0,935	8	11,4	72,5
11	0,1321	1,305	0,2659	2,559	0,581	5,26	5,06	37,7
10	0,1128	1,117	0,1712	1,686	0,343	3,333	2,75	21,5
9	0,0877	0,862	0,1102	1,091	0,238	2,33	1,48	12
8	0,0705	0,6993	0,0709	0,704	0,141	1,39	0,74	6,45
7	0,05586	0,5555	0,0452	0,450	0,0787	0,7812	0,39	3,30
6	0,04366	0,4347	0,0289	0,288	0,04629	0,4608	0,16	1,62
5	0,0348	0,347	0,0185	0,1848	0,02717	0,2710	0,075	0,75
4	0,0279	0,2785	0,0118	0,1183	0,01605	0,1603	0,045	0,44
3	0,0217	0,2169	0,0075	0,0763	0,0095	0,0953	0,024	0,21
2	0,01615	0,1613	0,0048	0,0487	0,0056	0,0562	0,010	0,10
1	0,0128	0,1278	0,003	0,031	0,003	0,033	0,005	0,045
	0,012	0,10	0,002	0,02	0,002	0,020	0,002	0,02

Tabelle 55.

Ammoniak und Wasser.

Wärmeverbrauch sowie Ammoniakgehalt auf dem Einlaufboden M, um aus 100 kg Flüssigkeit mit $1,5 \div 3\%$ Ammoniak ein verdichtetes Wasser mit $20 \div 25 \div 30\%$ herzustellen.

Ammoniak- gehalt der Flüssigkeit % G	Produkt Siedetemperatur Vorwärmung bis	20 %		25 %		30 %	
		56°		40°		28° C	
		56°	46°	40°	30°	28°	20° C
1,5	Produktdampf: WE.: C ₀	3680	3680	2873	2873	2303	2303
	Erwärmung auf M. WE.: C _n	0	2625	0	3330	0	4200
	Ammoniak- } der Flüssigkeit % G	13	20	13	25	13	30
	Gehalt } des Dampfes % G	1,5	2,5	1,5	3,2	1,5	4,0
	Gesamt-Wärme } f. 100 kg C _a	6300	6300	6405	6405	6510	6510
	Rücklauf- „ } Flüssigkeit C _R	2620	0	4032	0	4210	0
	Rücklauf- „ } f. 100 kg Amm. C _R	17464	0	26877	0	28120	0
2,0	Gesamt- „ } f. 100 kg W. C _a	6800	6804	6750	6750	6850	6850
	Produktdampf: WE.: C ₀	4900	4910	3830	3830	3070	3070
	Erwärmung auf M. WE.: C _n	0	1400	0	2590	0	3500
	Ammoniak- } der Flüssigkeit % G	2	2,5	2	3,2	2	4
	Gehalt } des Dampfes % G	16,25	20	16,25	25	16,25	30
	Gesamt-Wärme } f. 100 kg C _a	6300	6300	6440	6440	6580	6580
	Rücklauf- „ } Flüssigkeit C _R	1390	0	2610	0	3510	0
2,5	Rücklauf- „ } f. 10 kg Amm. C _R	6950	0	13050	0	17550	0
	Gesamt- „ } f. 100 kg W. C _a	6950	6950	6980	6980	7080	7080
	Produktdampf: WE.: C ₀	6137	6137	4788	4788	3838	3838
	Erwärmung auf M. WE.: C _n	0	0	0	1590	0	2625
	Ammoniak- } der Flüssigkeit % G	2,5	2,5	2,5	3,2	2,5	4
	Gehalt } des Dampfes % G	20	20	20	25	20	30
	Gesamt-Wärme } f. 100 kg C _a	6135	6135	6300	6300	6475	6475
3,0	Rücklauf- „ } Flüssigkeit C _R	0	0	1512	0	2637	0
	Rücklauf- „ } f. 10 kg Amm. C _R	0	0	6048	0	10588	0
	Gesamt- „ } f. 100 kg W. C	7055	7055	6900	6900	7000	7000
	Produktdampf: WE.: C ₀	7360	7360	5745	5745	4605	4605
	Erwärmung auf M. WE.: C _n	0	0	0	437	0	1750
	Ammoniak- } der Flüssigkeit % G	3	3	3	3,2	3	4
	Gehalt } des Dampfes % G	23,5	23,5	23,5	25	23,5	30
3,0	Gesamt-Wärme } f. 100 kg C _a	6090	6090	6160	6160	6300	6300
	Rücklauf- „ } Flüssigkeit C _R	0	0	415	0	1645	0
	Rücklauf- „ } f. 10 kg Amm. C _R	0	0	1350	0	5485	0
	Gesamt- „ } f. 100 kg W. O _a	7130	7130	7140	7140	6900	6900

Tabelle 56.

Gewicht und Volumen von 1 Kilo Luft, Sauerstoff, Stickstoff bei atmosphärischem Druck von 760 mm Quecksilbersäulen und den Temperaturen der Spalte 1.

Temperaturen		Gewicht (in Kilo) von 1 cbm Gas			Volumen (in Liter) von 1 Kilo Gas		
absolute °C	unter 0° °C	Luft	Sauer- stoff	Stick- stoff	Luft	Sauer- stoff	Stick- stoff
95	— 178	3,71	4,10	3,598	269,5	243,9	278,0
94	— 179	3,75	4,14	3,637	266,5	241,5	275,0
93	— 180	3,78	4,17	3,666	264,5	239,8	272,8
92	— 181	3,82	4,22	3,705	261,8	236,9	270,0
91	— 182	3,85	4,25	3,734	259,7	235,3	267,8
90	— 183	3,91	4,32 ¹⁾	3,792	255,7	231,4	263,8
89	— 184	3,95	—	3,831	253,2	—	261,1
88	— 185	3,99	—	3,870	250,6	—	258,3
87	— 186	4,04	—	3,918	247,5	—	255,3
86	— 187	4,086	—	3,960	245,2	—	252,5
85	— 188	4,14	—	4,015	241,5	—	249,0
84	— 189	4,18	—	4,054	239,2	—	246,6
83	— 190	4,24	—	4,112	235,8	—	243,1
82	— 191	4,29	—	4,161	233,1	—	240,3
81	— 192	4,35	—	4,219	229,9	—	237,0
80	— 193	4,40	—	4,275	227,2	—	233,9
79	— 194	—	—	4,325	—	—	231,1
78	— 195	—	—	4,379	—	—	228,5
77	— 196	—	—	4,437	—	—	225,3

¹⁾ U. Behn (Ann. d. Phys. 1900, I, S. 270) rechnet für 930 + 7 N bei — 180° (+ 93°) als Dichte $s = 3,58$ aus der Gleichung:

$$s = \frac{J \cdot r}{T \frac{dP}{dT}} = \frac{422 \cdot 50,8 \cdot 10^5}{90 \cdot 66700} = 3,58,$$

in der bedeutet:

J = Äquivalent der Wärme,
r = Verdampfungswärme,
T = Abs. Temperatur,
 $\frac{\partial P}{\partial T}$ = Temperaturkoeffizient.

Tabelle 57 (Tafel 29. 30).

Stickstoff und Sauerstoff (Luft).

Stickstoffgehalt der flüssigen Stickstoff-Sauerstoff-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{o}{n} = f$ und der Dämpfe $\frac{O_d}{n_d} = f_d$; Werte von $\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$.

Nach Baly* (vom Verfasser verdichtet).

Temperatur absolut °C	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n _d %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	Verdampf.-Wärme $\frac{\alpha}{\beta}$ WE.	
77,54 (-195,46)	*100		100				<u>47,64</u>	
	99	0,0101	99,96	0,0034	7160	7100	<u>53,51</u>	
	98	0,0204	99,33	0,0069	3575	3517		
	97	0,0309	99	0,0101	2358	2308		
	96	0,0417	98,75	0,0127	1712	1656		
	95	0,0525	98,5	0,0152	1348	1294		
	94	0,0638	98,25	0,0178	1105	1052		
	93	0,0752	98	0,0204	939	885		
	92	0,0869	97,83	0,0223	807	750		
	78 (-195)	*91,9	0,088	97,82	0,0223	793	740	<u>47,51</u>
91		0,099	97,44	0,0263	721	668	<u>53,41</u>	
90		0,111	97,1	0,0298	652	602		
89,5		0,117	97	0,0309	621	568		
89		0,123	96,86	0,0325	592	540		
88		0,136	96,57	0,0355	543,2	490,6		
87		0,149	96,29	0,0385	500,4	447,0		
86		0,162	96	0,0417	466,4	413,0		
85		0,176	95,68	0,0451	433,5	380,0		
78,5 (-194,5)		*84,75	0,180	95,62	0,0458	424,9	371,5	<u>47,37</u>
	84	0,191	95,33	0,0490	404,0	350,7	<u>53,30</u>	
	83	0,205	95	0,0525	379,5	326,8		
	82	0,219	94,6	0,0571	364,5	311,3		
	81	0,234	94,2	0,0615	346,2	292,9		
	80,5	0,242	94	0,0638	337,7	284,3		
	80	0,250	93,8	0,0661	329,0	275,8		
	79	0,266	93,4	0,0706	314,3	261,1		
	79 (-194)	*78,4	0,275	93,2	0,0739	307,0	253,9	<u>47,24</u>
		78	0,282	93	0,075	300,5	246,8	<u>53,20</u>
77		0,299	92,6	0,080	288,2	235,5		
76		0,316	92,2	0,085	276,0	222,8		
75,5		0,324	92	0,087	270,0	217,1		
75		0,333	91,8	0,089	266,1	213,0		
74		0,352	91,4	0,094	255,0	202,1		
73		0,370	91	0,099	246,2	193,1		

Temperatur absolut °C	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n _d %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	Verdampf.- Wärme $\frac{\alpha}{\beta}$ WE.
79,5 (-193,5)	*72,33	0,382	90,67	0,103	241,8	188,6	47,10
	72	0,389	90,5	0,105	237,7	184,8	53,09
	71	0,409	90	0,111	231,0	177,2	
	70	0,429	89,5	0,117	223,7	170,5	
	69	0,449	89	0,123	217,0	163,7	
	68	0,470	88,15	0,134	214,0	160,6	
80 (-193)	67	0,489	88,15	0,134	205,3	152,3	
	*66,65	0,501	88	0,136	201,7	148,4	46,97
	66	0,515	87,6	0,142	198,3	145,5	52,99
	65	0,538	87,1	0,148	192,7	139,8	
	64	0,563	86,5	0,156	188,0	134,8	
	63	0,587	86,1	0,161	182,9	130,0	
80,5 (-192,5)	62	0,613	85,45	0,170	179,0	126,1	
	*61,46	0,627	85,22	0,174	176,8	123,7	46,83
	61,2	0,634	85	0,176	175,0	122,0	52,88
	61	0,639	84,9	0,178	174,4	121,7	
	60	0,666	84,32	0,186	170,4	117,5	
	59,4	0,683	84	0,191	168,0	115,2	
	59	0,695	83,74	0,194	166,6	113,8	
	58	0,724	83,16	0,202	163,0	110,5	
81 (-192)	57,6	0,736	83	0,205	160,8	108,1	
	57	0,754	82,65	0,210	156,2	104,6	
	*56,62	0,766	82,34	0,215	157,6	104,9	46,70
	56	0,785	82	0,219	154,8	102,2	52,78
	55	0,818	81,33	0,230	151,2	99,6	
	54,4	0,837	81	0,234	150,3	97,7	
	54	0,851	80,66	0,239	149,0	96,3	
	53	0,887	80	0,250	146,3	93,7	
81,5 (-191,5)	*52	0,923	79,33	0,261	143,3	90,8	46,56
	51,5	0,941	79	0,266	141,9	89,3	52,67
	51	0,961	78,66	0,271	139,6	87,4	
	50	1	78	0,282	138,4	84,5	
	49	1,041	77,25	0,294	135,3	82,1	
	48,7	1,053	77	0,299	134,0	81,9	
	48	1,082	76,5	0,307	132,8	80,65	
	47	1,128	75,75	0,320	130,2	78,04	
82 (-191)	*47,83	1,091	76,40	0,309	131,0	79,4	46,43
	47,3	1,114	76	0,316	130,2	76,1	52,57
	47	1,128	75,75	0,320	130,2	78,04	
	46	1,174	75	0,330	127,0	75,0	
	45	1,222	74,16	0,348	126,5	73,6	
	44,8	1,232	74	0,352	125,4	73,2	
82,5 (-190,5)	*44,06	1,269	73,27	0,365	124,0	72,0	46,30
	44	1,273	73,20	0,366	124,3	71,8	52,46

Temperatur absolut °C	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf na %	f _a	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_a}$	$\frac{\alpha + f_a\beta}{f - f_a}$	Verdampf.-Wärme $\frac{\alpha}{\beta}$ WE.
	43,7	1,288	73	0,370	123,0	71,39	
	43	1,326	72,65	0,376	120,7	69,0	
	42,5	1,352	72,1	0,387	120,6	68,9	
	42	1,380	71,6	0,396	120,4	68,2	
	41,4	1,415	71	0,409	120,1	67,45	
	41	1,439	70,6	0,416	118,4	66,37	
83 (190)	*40,45	1,471	70,05	0,427	118,0	65,7	46,16
	40	1,500	69,6	0,437	116,8	64,85	52,36
	39,4	1,538	69	0,449	115,9	63,79	
	39	1,564	68,6	0,458	115,7	63,5	
	38,4	1,604	68	0,470	114,2	62,12	
	38	1,630	67,65	0,478	113,8	61,69	
	37,4	1,673	67	0,489	113,3	60,57	
83,5 (189,5)	*37,07	1,689	66,65	0,500	112,5	60,56	46,03
	37	1,703	66,6	0,501	111,2	59,76	52,25
	36,3	1,754	66	0,515	110,6	58,74	
	36	1,778	65,7	0,522	110,0	58,1	
	35,35	1,833	65	0,538	108,9	57,12	
	35	1,857	64,6	0,548	108,8	56,84	
	34,5	1,898	64	0,563	108,0	56,32	
	34	1,941	63,4	0,577	107,1	55,44	
84 (189)	*33,8	1,958	63,15	0,584	107,4	55,54	45,89
	33,6	1,976	63	0,587	106,8	54,91	52,15
	33	2,033	62	0,613	106,3	54,63	
	32	2,124	61	0,639	106,0	53,17	
	31	2,225	60	0,666	103,3	51,61	
84,5 (188,5)	*30,69	2,259	59,55	0,679	102,5	50,94	45,76
	30,34	2,299	59	0,693	102,7	50,80	52,05
	30	2,333	58,57	0,708	102,4	50,57	
	29,56	2,381	58	0,724	102,0	50,25	
	29	2,449	57,26	0,747	101,5	49,54	
	28,8	2,472	57	0,754	101,0	49,32	
	28	2,570	56	0,785	100,5	48,55	
85 (-188)	*27,73	2,609	55,75	0,794	99,9	47,91	45,62
	27,32	2,662	55	0,818	99,3	47,72	51,95
	27	2,704	54,58	0,832	98,9	47,4	
	26,57	2,765	54	0,851	98,1	46,77	
	26	2,847	53,26	0,877	98,0	46,17	
	25,03	2,998	52	0,923	96,4	45,01	
	25	3	51,96	0,924	96,4	45,01	
85,5 (-187,5)	*24,9	3,016	51,83	0,930	96,4	44,88	45,48
	24,2	3,132	51	0,961	95,4	43,8	51,84
	24	3,167	50,6	0,976	94,9	43,7	

Temperatur absolut °C	Stickstoff in der Flüssig- keit n %	f	Stickstoff im Dampf n _d %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	Verdampf.- Wärme $\frac{\alpha}{\beta}$ WE.
86 (187)	23,6	3,237	50	1	94,7	43,35	45,35 51,74
	23	3,348	49,2	1,033	94,1	42,6	
	22,9	3,366	49	1,042	94,1	42,6	
	22,26	3,501	48	1,082	93,5	41,8	
	*22	3,542	47,85	1,105	93,7	42,0	
	21,6	3,629	47	1,128	92,8	41,2	
	21	3,762	46	1,174	92,4	40,8	
	20,9	3,784	45,7	1,188	92,6	41,1	
	20,35	3,922	45	1,222	91,3	40,0	
	20	4	44,3	1,257	91,7	40,1	
86,5 (-186,5)	19,72	4,075	44	1,273	91,2	39,6	45,21 51,64
	*19,56	4,118	43,7	1,288	90,9	39,5	
	19	4,261	43	1,326	90,0	38,6	
	18,4	4,434	42	1,380	89,4	37,9	
	18	4,550	41,2	1,427	89,4	37,9	
	17,8	4,617	41	1,439	88,	37,6	
	17,3	4,780	40	1,500	88,7	37,2	
87 (-186)	*17,05	4,879	39,47	1,533	88,3	37,0	45,08 51,53
	17	4,882	39,4	1,538	88,8	37,0	
	16,8	4,952	39	1,564	88,5	36,8	
	16,2	5,172	38	1,630	87,7	36,3	
	16	5,250	37,6	1,659	87,6	36,4	
	15,7	5,369	37	1,703	87,6	36,3	
	15,2	5,578	36	1,778	87,2	35,7	
	15	5,660	35,8	1,793	86,8	35,3	
	14,7	5,802	35,2	1,840	86,7	35,1	
	*14,69	5,826	35,15	1,845	86,3	35,0	
87,5 (-185,5)	14,2	6,042	34,10	1,932	86,1	34,9	44,94 51,42
	14	6,143	33,60	1,976	86,1	35,0	
	13,7	6,299	33	2,033	86,1	34,8	
	13,2	6,575	32	2,115	85,5	34,2	
	13	6,692	31,6	2,154	85,3	34,1	
	12,7	6,872	31	2,226	85,3	33,9	
	*12,4	7,064	30,42	2,289	85,2	33,9	
88 (-185)	12,27	7,175	30	2,333	85,2	33,9	44,81 51,32
	12	7,333	29,4	2,401	85,2	33,9	
	11,82	7,472	29	2,449	84,9	33,6	
	11,35	7,801	28	2,571	84,8	33,8	
	11	8,091	27,93	2,580	84,7	33,6	
	10,9	8,169	27	2,704	84,6	33,4	
	10,45	8,570	26,18	2,820	84,0	32,8	
	10,33	8,653	26	2,847	83,9	32,6	

Temperatur absolut °C	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n _d %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$	Verdampf.-Wärme $\frac{\alpha}{\beta}$ WE.
88,5 (-184,5)	*10,18	8,847	25,63	2,900	83,6	32,4	44,67
	10	9	25	3	84,1	32,9	51,21
	9,55	9,470	24	3,167	83,7	32,6	
	9,1	9,981	23	3,348	83,7	32,4	
	9	10,111	22,63	3,423	83,7	32,7	
	8,65	10,562	22	3,542	83,0	32,0	
	8,21	11,180	21	3,762	82,8	31,8	
89 (184)	*8,02	11,470	20,55	3,865	83,0	31,9	44,54
	8	11,5	20,48	3,899	82,6	31,8	51,11
	7,75	11,9	20	4	82,4	31,2	
	7,35	12,6	19	4,266	82,4	31,4	
	7,03	13,22	18	4,550	82,4	31,2	
	7	13,29	17,89	4,5858	82,5	31,7	
	6,95	13,32	17,8	4,617	83,1	31,9	
	6,65	14,03	17	4,882	82,6	30,5	
	6,5	14,38	16,86	4,930	82,2	30,1	
	6,3	14,87	16	5,256	83,3	30,7	
	6,1	15,39	15,9	5,289	82,07	31,08	
	6	15,78	15,62	5,467	82,35	31,3	
	89,5 (-183,5)	*5,91	15,91	15,45	5,470	81,9	30,9
5,7		16,54	15	5,660	81,50	30,6	51,00
5,3		17,66	14	6,143	81,86	31	
5		19	13,15	6,601	81,6	30,7	
4,9		19,4	13	6,692	81,8	30,3	
4,5		21,21	12	7,333	81,2	30,2	
4,1		23,39	11	8,091	80,6	30,0	
4		24,90	10,52	8,509	82,0	30,8	
90 (-183)		*3,85	25,90	10,2	8,803	81,3	30,6
	3,77	25,52	10	9	81,2	33,1	50,90
	3,47	27,83	9	10,11	82,7	30,5	
	3,03	32	8	11,5	81,4	30,6	
	3	32,33	7,89	11,669	81,6	30,8	
	2,63	37,02	7	13,286	81,0	30,3	
	2,26	43,24	6	15,78	81,5	30,7	
	2	49	5,26	18,01	81,8	31,0	
	1,9	51,62	5	19	81,8	31,0	
	90,5 (-182,5)	*1,84	53,34	4,9	19,4	81,1	30,3
1,5		65,58	4	24	80,8	30,2	50,80
1,1		89,99	3	32,333	79,7	29,0	
1		99	2,63	37,02	82,2	30,9	
90,69 (-182,31)	0,7	141,86	2	49	78,1	27,3	
	*0,3	332,3	1	99	72,5	21,66	44,01 50,70

Tabelle 58 (Tafel 28).

Stickstoff und Sauerstoff (Luft).

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Stickstoff als Dampf von 95—98—99,5 $\%$ G aus Stickstoff-Sauerstoff-Flüssigkeit von 80 bis 10 $\%$ Stickstoff zu gewinnen.

Stickstoffgehalt		Es soll gewonnen werden			Stickstoffgehalt		Es soll gewonnen werden		
der Flüssigkeit	des Dampfes	1 Kilo Stickstoff als Produkt von			der Flüssigkeit	des Dampfes	1 Kilo Stickstoff als Produkt von		
		95 $\%$ C_R	98 $\%$ C_R	99,5 $\%$ C_R			95 $\%$ C_R	98 $\%$ C_R	99,5 $\%$ C_R
% G	% G	WE	WE	WE	% G	% G	WE	WE	WE
80	93,8	4,6	15,0	20,0	14,69	35,15	154,2	157,0	158,7
77	92,6	7,0	15,6	21,7	13,7	33	170,4	173,0	174,7
75	91,8	9,8	16,4	22,4	12,27	30	194,2	196,8	198,4
70	89,5	14,6	21,6	25,0	11,35	28	213,6	216,2	217,9
65	87,1	18,5	24,5	27,7	10,9	27	223,3	226,7	228,4
60	84,3	22,6	27,8	30,6	10,33	26	230,3	237,3	238,2
55	81,3	26,6	31,5	33,8	10	25	246,9	249,4	250,2
50	78	31,6	36,1	38,2	9,55	24	—	—	—
46	75	35,2	39,3	42,1	9,1	23	—	—	—
40,4	70,05	44,2	48,0	49,7	8,65	22	—	—	—
35,35	65	52,9	56,4	58,0	8,21	21	—	—	—
31	60	63,2	66,5	68,0	8	20,48	—	—	—
27,32	55	76,0	79,2	80,8	5,7	15	—	—	—
23,6	50	89,7	92,8	94,2	3,77	10	—	—	—
20,35	45	106,8	109,5	111,2	3	7,89	—	—	—
17,3	40	128,3	131,1	132,5	1,9	5	—	—	—

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_a um 100 Kilo Ablaufsauerstoff aus Stickstoff-Sauerstoff-Mischungen von 80 bis 1,9 $\%$ G abzutrennen (oder um ihnen für 100 Kilo Ablauf-Sauerstoff den Stickstoffgehalt des Dampfes von 0,01 unten auf 5 bis 93,8 $\%$ oben zu erhöhen).

Stickstoff in der Flüssigkeit	Für 100 Kilo ablaufd. Sauerstoff C_a	Stickstoff in der Flüssigkeit	Für 100 Kilo ablaufd. Sauerstoff C_a	Stickstoff in der Flüssigkeit	Für 100 Kilo ablaufd. Sauerstoff C_a	Stickstoff in der Flüssigkeit	Für 100 Kilo ablaufd. Sauerstoff C_a
%	WE	%	WE	%	WE	%	WE
80	27580	46	7500	14,69	3500	9,1	3240
77	23550	40,4	6570	13,7	3480	8,65	3200
75	21300	35,35	5712	12,27	3390	8,21	3180
70	17050	31	5161	11,35	3380	8	3120
65	13980	27,32	4772	10,9	3340	5,7	3061
60	11750	23,6	4335	10,33	3260	3,77	3050
55	9960	20,35	4000	10	3290	3	3080
50	8450	17,3	3720	9,55	3260	1,9	3100

Tabelle 59. Stickstoff und Sauerstoff (Luft).
Verstärkungssäulen.

Stickstoffgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99,5 % Stickstoff (0,5 % Sauerstoff) beim Aufwand von $C_R = 800$ bis 2500 WE Rücklaufwärme für je 10 Kilo Stickstoff.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Stickstoff									
	800 WE		1000 WE		1500 WE		2000 WE		2500 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
1	98,5	99,5	98,5	99,5	98,5	99,3	98,5	99,5	98,5	99,5
2	97,6	99,2	97	99	96,7	98,9	96,5	98,88	96,2	98,8
3	94	98,28	91,9	97,82	91	97,5	90	97,12	88,5	96,77
4	86,5	96,15	81,5	94,44	78,4	93,17	75	91,84	72,4	90,75
5	74,1	91,45	66	87,62	58,8	83,61	52,5	79,84	47,83	76,44
6	54	80,61	48,6	76,95	39,2	68,77	32,83	61,83	28,4	56,34
7	42	71,4	36	65,57	26,6	54,02	21,06	46,22	17,5	40,45
8	34,7	64,59	29	57,21	20,2	44,92	15,7	36,93	12,85	21,278
9	30,7	59,68	25,2	52,48	17,1	39,63	13,5	32,63	10,95	27,53
9	28,8	57	23,65	50,07	16,1	37,81	12,5	30,76	10,25	25,79

Verstärkungssäulen für 10 Kilo Stickstoff als Dampf von 95 % G
(mit 5 % Sauerstoff).

	50 WE		80 WE		140 WE		180 WE		220 WE	
1	83	95	83	95	83	95	83	95	83	95
2	80,25	93,9	78,9	93,4	76,6	92,4	75	91,7	73,7	91,4
3	79,7	93,7	77,6	92,8	73,3	91,1	70,5	89,8	68,5	88,65
4	79,65	93,65	77,2	92,65	71,75	90,4	68,7	88,7	65,2	87,15
5	79,5	93,6	77,0	92,6	70,9	89,9	66,8	88,1	62,1	85,5

Tabelle 60. Abtriebssäulen.

Stickstoffgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 25000$ bis 85000 WE für 100 Kilo Ablauf-Sauerstoff.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Sauerstoff									
	25000 WE		35000 WE		50000 WE		70000 WE		85000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
10	76,69	92,45	81,78	94,25	87,64	96,45	91,12	97,5	92,19	97,9
9	73,94	91,3	80,57	94,0	86,08	96,0	90,0	97,15	91,55	97,6
8	68,32	88,4	75,27	91,9	80,98	94,2	86,7	96,2	88,59	96,7
7	55,09	81,33	62,10	85,5	70,805	89,40	77,16	92,8	78,89	93,38
6	36,08	65,7	41,16	70,7	49,86	77,85	57,18	82,75	58,73	83,6
5	19,17	43,25	23,33	49,6	27,05	54,65	31,76	60,75	32,96	61,96
4	9,21	23,0	10,770	26,6	12,13	29,7	14,15	33,975	14,53	34,8
3	4,18	11,2	4,646	12,3	5,284	13,25	5,75	15,1	5,89	15,4
2	1,891	4,95	2,039	5,35	2,235	5,90	2,32	6,20	2,353	6,300
1	0,83	2,28	0,854	2,32	0,908	2,436	0,9327	4,88	0,944	2,514
	0,3	1	0,3	1	0,3	1	0,3	1	0,3	1

Tabelle 61 (Tafel 30).

 $\alpha = 46$

Stickstoff und Argon.

 $\beta = 40$

Stickstoffgehalt der flüssigen Stickstoff-Azeton-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe. Verhältnis der Flüssigkeiten $\frac{a}{n} = f$ und

$$\text{Dämpfe } \frac{a_d}{n_d} = f_d. \text{ Werte von } \frac{\alpha + f\beta}{f - f_d} \text{ und } \frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}.$$

Die von Holst und Hamburger für Maßprocente (Zeitschr. f. physik. Chemie 1916, S. 573) bestimmte Gaskurve ist vom Verfasser auf Gewichtsprocente umgerechnet und erweitert.

Absolute Temperatur T	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n %	f_d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
77,28	100	0	100	0	—	—
	99	0,0101	99,45	0,0055	10060	10020
	98,7	0,0132	99,285	0,0072	7754	7712
	98	0,0204	98,90	0,0111	5031	5005
	97	0,0309	98,35	0,0168	3347	3309
	96	0,0417	97,80	0,0225	2361	2316
	95	0,0526	97,25	0,0280	1953	1910
	94	0,0638	96,70	0,0341	1631	1593
	93	0,0753	96,15	0,0400	1386	1347
	92	0,0870	95,6	0,0460	1206	1169
	91	0,0989	95,05	0,0520	1041	1003
	90	0,1111	94,5	0,0582	953	913
	89	0,1230	94	0,0638	857	819
	88	0,1364	93,5	0,0695	770	730
	87	0,1494	93	0,0753	702	662
	86	0,1628	92,5	0,0811	637	603
	85	0,1765	92	0,0870	593	554
	84	0,1905	91,5	0,0929	549	507
	83	0,2048	91	0,0989	511	471
	82	0,2198	90,5	0,1050	475	435
	81	0,2346	90	0,1111	448	408
	80	0,2500	89,5	0,1173	422	382
	79	0,2658	88,9	0,1249	401	362
	78	0,2820	88,40	0,1312	379	339
78,3	77	0,2987	87,85	0,1380	360	320
	76	0,3158	87,30	0,1455	345	305

Absolute Temperatur T	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n %	f _d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
80,66	75	0,3333	86,75	0,1527	328	289
	74	0,3513	86,20	0,1601	316	276
	73	0,3696	85,65	0,1675	300,8	261
	72	0,3889	84,90	0,1751	288	248
	71	0,4085	84,55	0,1827	276	236
	70	0,4286	84	0,1905	265	225
	69	0,4493	83,3	0,2005	257	217
	68	0,4706	82,6	0,2107	249,2	209
	67	0,4925	81,9	0,2210	241,6	201,6
	66	0,5152	81,2	0,2319	235	195
	65	0,5385	80,5	0,2422	228	188
	64	0,5625	79,8	0,2531	221	182
	63	0,5873	79,1	0,2642	216	176
	62	0,6129	78,4	0,2755	209	169
	61	0,6393	77,7	0,2870	204	163
	60	0,6667	77	0,2987	197	158
	79,41	59	0,6949	76,36	0,3098	192
58		0,7241	75,72	0,3210	186	146
57		0,7544	75,08	0,3320	181	141
56		0,7857	74,44	0,3440	175	135
55		0,8189	73,8	0,3550	170	130
54		0,8519	73,14	0,3670	165	104
53		0,8858	72,48	0,3799	161	121
52		0,9231	71,82	0,3928	157	117
51		0,9608	71,16	0,4055	152	112
50		1,0000	70,5	0,4225	149	109
82,97	49	1,0408	69,67	0,4358	145	105
	48	1,0821	68,84	0,4530	142	102
	47	1,1277	68,01	0,4706	138	98,5
	46	1,1739	67,18	0,4880	135	96
	45	1,2222	66,35	0,5070	133	93
	44	1,2727	65,48	0,5272	130	90
	43	1,3256	64,61	0,5480	127	87,5
	42	1,3810	63,74	0,5686	124	85
	41	1,4390	62,87	0,5900	121	82
	40	1,5000	62	0,6129	119	80
	39	1,5641	61,13	0,6360	116	77
	38	1,6316	60,26	0,6597	114	74,5
	37	1,7027	59,39	0,6830	112	72
	36	1,7778	58,52	0,7090	109	70
	35	1,8571	57,65	0,7346	107	67,3

Absolute Temperatur T	Stickstoff in der Flüssigkeit n %	f	Stickstoff im Dampf n %	f_d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
	34	1,9412	56,78	0,7610	105	65
	33	2,0303	55,91	0,7889	103	63
	32	2,1250	55,04	0,8182	100	61
	31	2,2258	54,17	0,8455	98,1	58
	30	2,3333	53,3	0,8762	95,4	55,7
	29	2,4483	52,145	0,9177	93,8	54,1
	28	2,5714	51,083	0,9608	92,3	52,5
	27	2,7037	50,12	0,9959	90,5	50,5
	26	2,8462	49,06	1,0388	88,6	48,6
	25	3,0000	48	1,0833	86,6	46,6
82,40	24	3,1667	46,8	1,1368	85	45
	23	3,3478	45,6	1,1930	83,5	43,5
	22	3,5455	44,4	1,2525	81,4	42
	21	3,7619	43,2	1,3148	80	40,2
	20	4,0000	42	1,3810	78,5	38,5
85,46	19	4,2632	40,4	1,4753	77,7	37,6
	18	4,5555	38,8	1,5773	76,6	36,6
	17	4,8824	37,2	1,6882	75,5	35,4
	16	5,2500	35,6	1,8090	74,2	34,2
	15	5,6670	34	1,9412	73	33,1
	14	6,1429	32,3	2,0960	72,1	32
	13	6,6923	30,6	2,2698	70,3	30,8
	12	7,3333	28,9	2,4602	69,5	29,5
	11	8,0909	27,2	2,6765	67,8	28,1
	10	9,0000	25,5	2,9215	67,3	27,5
	9	10,1111	22,96	3,5768	67	26,8
	8	11,5000	20,42	3,9900	66,9	26,7
85,25	7	13,2857	17,88	4,6210	66,8	26,6
	6	15,6667	15,34	5,5130	66,7	26,5
	5	19,0000	12,8	6,8125	66,6	26,4
	4	24,0000	10,3	8,7087	66,5	26,3
	3	32,332	7,5	12,333	66,4	26,2
	2	49,000	5	19,000	66,3	26,1
87,26	1	99,000	2,5	39,000	66	26
	0,5	199,000	1,25	79,000	66,64	26,65
	0,25	399,000	0,625	160,000	66,16	26,66
	0,10	999,000	0,25	399,000	66,8	26,7

Tabelle 62.

Stickstoff und Argon.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R , um 1 Kilo Stickstoff als Dampf von $90 \div 95 \div 99,5\%$ G aus Stickstoff-Argon-Flüssigkeiten von $0,25 \div 99\%$ Stickstoff zu gewinnen.

Stickstoffgehalt der Flüssigkeit % G	des Dampfes % G	Es soll gewonnen werden 1 Kilo Stick- stoff als Erzeugnis von			Stickstoffgehalt der Flüssigkeit % G	des Dampfes % G	Es soll gewonnen werden 1 Kilo Stick- stoff als Erzeugnis von		
		90 % C_R WE	95 % C_R WE	99,5 % C_R WE			90 % C_R WE	95 % C_R WE	99,5 % C_R WE
99	99,45	—	—	55,83	20	42	99	104,4	108,3
98,7	99,285	—	—	55,70	15	34	133,5	137	141
90	94,5	—	—	50,50	12	28,9	163	167	171
85	92	—	20,75	48,62	10	25,5	189	193	196
80	89,5	25,32	27,43	47,2	9	25,5	219	222	226
75	86,75	25,6	32,8	48,2	8	20,42	253	257	261
70	84	26,9	36,5	49	7	17,88	301	305	308
65	80,5	27,3	41	51,7	6	15,34	360	364	367
60	77	37	48,6	57,9	5	12,8	446	450	453
55	73,8	41,4	51,5	59,5	4	10,3	571	575	579
50	72,48	46,3	55,1	62,1	3	7,5	803	815	820
45	66,35	52,6	60,5	66,7	2	5	1250	1253	1259
40	62	59,7	66,6	72,2	1	2,5	2569	2575	2580
35	57,65	66,6	72,9	78	0,5	1,25	5245	5245	5245
30	53,3	72,98	78,6	83,1	0,25	0,625	14390	14390	14390
25	48	84,2	89,1	93					

In Abtriebssäulen erforderliche Verdampfungswärme C_a , um 100 Kilo Argon aus Stickstoff-Argon-Gemischen von $99 \div 1\%$ N % G. abzutrennen (oder um ihm für 100 Kilo Ablauf-Argon den Stickstoffgehalt des Dampfes von $0,01$ unten auf $1 \div 99\%$ oben zu erhöhen).

Stickstoff in der Flüssigkeit % G	Für 100 Kilo Ablauf-Argon C_a WE	Stickstoff in der Flüssigkeit % G	Für 100 Kilo Ablauf-Argon C_a WE	Stickstoff in der Flüssigkeit % G	Für 100 Kilo Ablauf-Argon C_a WE
98,7	171160	45	9300	8	2670
90	91300	40	8000	7	2660
85	55400	35	6730	6	2650
80	38200	30	5570	5	2640
75	28900	25	4660	4	2630
70	22500	20	3850	3	2620
65	18800	15	3310	2	2610
60	15800	12	2950	1	2600
55	13000	10	2750		

Tabelle 63.

Stickstoff und Argon.

Verstärkungssäulen.

Stickstoffgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von 10 Kilo Stickstoff beim Aufwand von $C_R = 5000 \div 100000$ WE Rücklaufwärme.

Stickstoff von 95% Gew. (15% Argon).

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Stickstoff									
	5000 WE		12500 WE		25000 WE		50000 WE		100000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
	91	95	91	95	91	95	91	95	91	95
1	83,4	91,35	83,5	91,35	83,3	91,4	83,2	91,45	83,5	91,5
2	71,4	84,6	71,3	84	71,2	83,6	71	83,4	71	84,6
3	54	73,2	52,9	72,2	51,9	71,6	51,7	71,4	51,5	71,4
4	34,7	57,4	31,7	54,6	29,5	52,8	29	52,1	28,8	51,9
5	21	43,1	15	34	13	30,7	12,5	29,6	12	29,1
6	11	27,2	6,9	17,4	5,6	14,5	5,2	13,2	4,95	12,5
7	6,9	17,5	4,7	10,5	3	7,3	2,55	6	2,2	5,3
8	6	13,9	3	7,1	1,9	4,5	1,39	3,3	1,05	2,6
9	5,7	13,1	2,5	6	1,33	3,2	0,9	2,15	0,6	1,45

Stickstoff von 99,45% Gew. (0,55% Argon).

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Stickstoff									
	5000 WE		12500 WE		25000 WE		50000 WE		100000 WE	
	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %	Fl %	D %
	99	99,45	99	99,45	99	99,45	99	99,45	99	99,45
1	98,31	99,1	98,3	99,1	98,3	99	98,3	99	98,29	99
2	97	98,4	97	98,4	96,9	98,25	96,9	98,3	96,9	98,3
3	94,8	97,1	94,7	97	94,6	97	94,5	96,9	94,4	96,9
4	91,55	95,3	91,2	95	90,7	94,8	90,3	94,6	89,75	94,4
5	85,5	91,25	83,9	91,45	83	91	81,8	90,4	80,7	89,8
6	75	86,7	71	84,5	69	83,5	67,5	82	65,5	80,8
7	69,6	77,4	53	72,1	49	69,7	46,9	67,9	44,2	65,7
8	42	63,7	31,7	54,7	26,8	50	24,4	39,6	21,5	43,8
9	29	52,2	15	34	10,9	28,1	9,8	25,1	9	21,9
10	12,3	29,2	5,65	15	4,6	12,3	4,25	10,55	3,7	9,9
11	7,5	19	3,45	8,6	3,2	6,15	2,05	5	1,65	4,1
12	5,6	14,4	2,7	6,8	1,65	4,05	1,10	2,75	0,8	2,05
13	4,75	12,65	2,3	5,8	1,30	3,2	0,8	2,2	0,5	1,2
14	4,40	11,85	2,2	5,6	1,2	2,9	0,69	1,6	0,35	1

Tabelle 64.

Stickstoff und Argon.

Abtriebssäulen.

Stickstoffgehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 15000 \div 1000000$ WE für 100 Kilo Ablauf-Argon.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Ablauf-Argon									
	15000 WE		40000 WE		90000 WE		800000 WE		1000000 WE	
	F1	D	F1	D	F1	D	F1	D	F1	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
12	—	—	—	—	90	94,5	97,7	98,5	97,7	98,5
11	—	—	—	—	89,2	94,3	96,9	98,2	97,1	98,4
10	—	—	80	90	88	93,6	95,4	97,4	95,5	97,5
9	57,7	75,7	76,6	87,7	85,6	92,6	92,4	95,8	92,5	95,9
8	53,7	72,5	70,6	84,2	80,1	89,6	86,7	92,8	87,6	93,3
7	43,8	64,9	60,7	77	69,6	83,5	75,8	87,1	77,2	88
6	33,6	56,9	44,1	67,3	53,9	72,9	58,5	76,1	60,75	77,5
5	20,55	43,7	28,3	51,3	33,1	56,1	36,2	58,8	38,6	61
4	10,1	26,3	14	31,2	15,9	34,4	17	36,3	18,1	38,9
3	7,2	12,8	7,18	15,3	7,15	16,5	7,18	17,8	7,19	18,1
2	2,78	6,6	2,77	6,75	2,80	6,82	2,85	7	2,85	7,1
1	1	2,5	1,15	2,8	1,19	2,95	1,25	3,05	1,25	3,15
	0,5	1,25	0,5	1,25	6,5	1,25	0,5	1,25	0,5	1,25

Tabelle 65 (Tafel 29).

$\alpha = 525$

Wasser und Salpetersäure.

$\beta = 110$

Wassergehalt der flüssigen Wasser-Salpetersäure-Mischungen und der aus ihnen entstehenden Dämpfe; Verhältnisse der Flüssigkeiten $\frac{w}{s} = f$

und $\frac{w_d}{s_d} = f_d$ und der Werte $\frac{\alpha + f \cdot \beta}{f - f_d}$ und $\frac{\alpha + f_d \cdot \beta}{f - f_d}$.

Wasser in der Flüssigkeit % Gew.	f	Wasser im Dampf % Gew.	f_d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
99	0,0101	99,97	0,001	58300	58200
98	0,0204	99,94	0,0012	27450	27350
97	0,031	99,91	0,0014	17840	17740
96	0,042	99,88	0,0016	15590	15500
95	0,053	99,85	0,0018	10350	10230
94	0,064	99,82	0,002	8560	8450
93	0,075	99,79	0,0023	7350	7240
92	0,087	99,76	0,0025	6300	6190
91	0,099	99,73	0,0028	5570	5460
90	0,111	99,70	0,003	4981	4861
89	0,124	99,67	0,0033	4462	4347
88	0,136	99,64	0,0036	4087	3974
87	0,149	99,61	0,004	3727	3617
86	0,163	99,58	0,0043	3426	3312
85	0,176	99,55	0,0046	3176	3066
84	0,190	99,52	0,005	2948	2835
83	0,205	99,49	0,005	2740	2630
82	0,219	99,46	0,006	2574	2466
81	0,234	99,31	0,007	2424	2314
80	0,250	99,16	0,009	2289	2177
79	0,266	99,01	0,010	2160	2051
78	0,282	98,89	0,012	2057	1946
77	0,298	98,70	0,013	1947	1835
76	0,316	98,37	0,017	1870	1760
75	0,333	98,04	0,020	1792	1681
74	0,351	97,71	0,024	1720	1607
73	0,369	97,38	0,027	1652	1541
72	0,388	97,05	0,030	1584	1473
71	0,408	96,72	0,034	1521	1412
70	0,428	96,40	0,037	1458	1348
69	0,449	95,96	0,042	1406	1298
68	0,470	95,52	0,047	1361	1250

Wasser in der Flüssigkeit % Gew.	f	Wasser im Dampf % Gew.	f_d	$\frac{\alpha + f\beta}{f - f_d}$	$\frac{\alpha + f_d\beta}{f - f_d}$
67	0,492	95,08	0,052	1314	1205
66	0,515	94,64	0,057	1268	1157
65	0,538	94,20	0,062	1226	1117
64	0,562	93,56	0,069	1185	1076
63	0,587	92,92	0,076	1150	1039
62	0,613	92,28	0,084	1118	1009
61	0,639	91,64	0,091	1082	973
60	0,667	91,00	0,099	1052	943
59	0,695	90,14	0,109	1021	912
58	0,724	89,28	0,122	1004	893
57	0,754	88,42	0,131	972	862
56	0,786	87,56	0,142	947	838
55	0,818	86,70	0,153	922	813
54	0,852	85,70	0,167	897	787
53	0,886	84,40	0,185	883	773
52	0,923	83,10	0,203	863	754
51	0,961	81,80	0,222	851	741
50	1,000	80,50	0,242	831	723
49	1,041	78,75	0,270	824	715
48	1,083	77,00	0,298	816	708
47	1,127	75,25	0,329	811	701
46	1,174	73,50	0,360	796	689
45	1,222	71,75	0,393	790	681
44	1,273	70,00	0,428	790	680
43	1,326	67,50	0,481	791	682
42	1,391	65,00	0,538	792	683
41	1,439	62,50	0,600	812	703
40	1,500	60,00	0,666	828	717
39	1,564	55,60	0,798	904	796
38	1,631	51,20	0,953	1034	926
37	1,703	46,80	1,137	1260	1150
36	1,777	42,40	1,358	1718	1610
35	1,857	38,00	1,631	3222	3111
34	1,941	36,00	1,777	4501	4392
33	2,030	34,00	1,941	8370	8260
32,5	2,077	33,00	2,030	16030	15930
32	2,125	32,00	2,125	—	—

Tabelle 66.

Wasser und Salpetersäure.

Verstärkungssäule.

In Verstärkungssäulen erforderliche Rücklaufwärme C_R um 1 Kilo Wasser als 99,97—98—97% Wasser-Salpetersäure-Dampf zu gewinnen aus Wasser-Salpetersäure-Mischungen von 98 ÷ 33% Wasser.

Wassergehalt der Flüssigkeit des Dampfes		Es soll gewonnen werden 1 Kilo Wasser als		
% Gew.	% Gew.	99,97 %	98 %	97 %
98	99,94	5,5	—	—
96	99,88	9,3	—	—
94	99,82	8,56	—	—
92	99,76	9,60	—	—
90	99,70	9,90	—	—
88	99,64	10,7	—	—
86	99,58	11,22	—	—
84	99,52	11,8	—	—
82	99,46	12,8	—	—
80	99,16	18,3	—	—
78	98,86	22,6	—	—
76	98,37	29,9	—	—
74	97,71	39,7	6,88	—
72	97,05	45,8	15,84	—
70	96,4	52,5	24,60	10,1
68	95,52	62,5	36,70	23,1
66	94,64	71,1	46,9	34,2
64	93,55	80,2	57,8	46,0
62	92,28	92,9	71,6	60,4
60	91,0	101,9	82,9	72,4
58	89,28	121,0	108,0	98,0
56	87,56	133,5	115,5	106,0
54	85,7	148,9	131,8	122,8
52	83,1	174,3	157,9	149,2
50	80,5	200,2	184,4	176,1
48	77,0	242,3	226,8	218,6
46	73,5	285,7	270,6	262,6
44	70,0	309,6	322,3	314,4
42	65,0	380,1	410,2	402,3
40	60,0	550,6	534,8	526,6
39	55,6	718,0	707,0	698,0
38	51,2	980,0	960,0	950,0
37	46,8	1420,0	1412,0	1395,0
36	42,4	2330,0	2320,0	2280,0
35	38,0	5240,0	5188,0	5152,0
34	36,0	8010,0	7900,0	7870,0
33	34,0	16230,0	16100,0	16000,0

Tabelle 67.

Wasser und Salpetersäure.

Verstärkungssäulen.

Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Verstärkungssäulen zur Gewinnung von Dampf mit 99,97 % Wasser (0,03 % Salpetersäure) beim Aufwand von $C_R = 1000 \div 170000$ WE für 10 Kilo Wasser.

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Wasser									
	1000 WE		1500 WE		2000 WE		2500 WE		5000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97
1	92,5	99,77	90,0	99,7	87,8	99,63	87,5	99,6	83,3	99,5
2	76,9	98,7	74,0	97,6	70,7	96,6	68,75	95,7	60,6	91,25
3	68,5	95,58	63,45	93,27	59,35	90,25	56,65	87,85	48,0	77,1
4	64,1	93,6	58,8	90,6	53,5	85,2	51,5	82,0	43,3	67,85
5	62,5	92,4	56,2	87,3	51,25	82,5	49,25	78,85	41,7	64,10
6	61,5	91,9	55,0	86,5	50,5	80,3	48,0	77,5	41,18	62,65
7	60,2	91,6	54,5	86,0	50,5	80,2	46,95	76,75	40,9	62,3
8	—	—	—	—	—	—	47,15	76,0	40,8	62,25

Nummern der Böden von oben beginnend	Rücklaufwärme C_R für 10 Kilo Wasser									
	10000 WE		25000 WE		50000 WE		100000 WE		170000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97	99,0	99,97
1	81,6	99,31	80,5	99,25	80,0	99,20	79,55	99,18	79,35	99,16
2	56,1	87,3	52,6	83,45	51,0	81,55	50,0	80,33	59,99	79,9
3	42,9	67,3	39,5	58,1	39,2	54,0	38,45	51,5	37,7	50,9
4	39,0	55,7	36,9	45,6	36,0	42,35	35,5	40,1	35,6	38,7
5	38,3	52,1	36,2	42,9	35,4	38,5	34,5	37,1	34,4	36,7
6	38,1	51,4	35,7	42,3	35,2	38,5	34,1	36,2	33,7	35,4
7	38,0	51,2	35,2	42,0	—	—	33,9	35,8	33,3	34,7
8	—	—	—	—	—	—	—	—	33,2	34,2

Tabelle 68.

Wasser und Salpetersäure.

Abtriebssäulen.

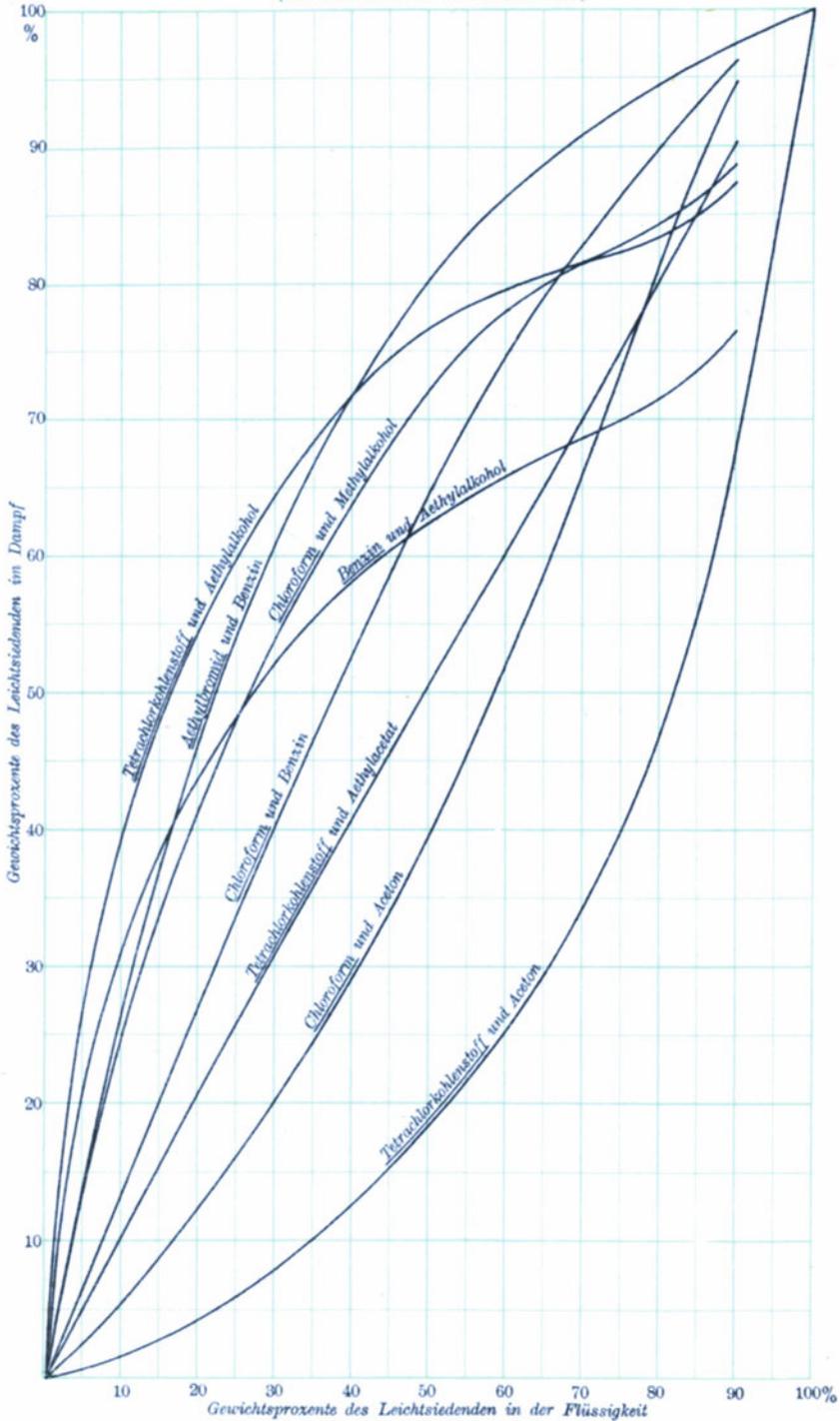
Wassergehalt der Flüssigkeit und des Dampfes auf jedem Boden der Abtriebssäulen beim Aufwand von $C_a = 80\,000 \div 1\,500\,000$ WE für 100 Kilo Ablauf Salpetersäure.

Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Wasser									
	80000 WE		90000 WE		100000 WE		120000 WE		150000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
7	53,0	84,4	57,7	89,2	—	—	—	—	72,25	97,25
6	52,0	83,1	57,0	88,5	59,0	90,8	63,2	93,0	71,8	96,9
5	50,3	81,0	55,2	86,9	56,65	88,1	56,95	88,4	69,61	96,1
4	48,1	77,05	52,1	83,2	51,15	82,15	48,25	77,45	61,9	92,25
3	45,8	73,15	48,0	77,0	44,9	71,9	41,5	63,15	50,0	80,3
2	43,3	68,3	43,6	69,05	40,4	61,1	38,35	52,9	40,5	61,25
1	41,41	63,5	40,4	61,3	38,6	53,9	37,4	48,2	37,5	43,9
	40,0	60,0	39,0	55,6	38,0	51,2	37,0	46,8	36,5	44,6

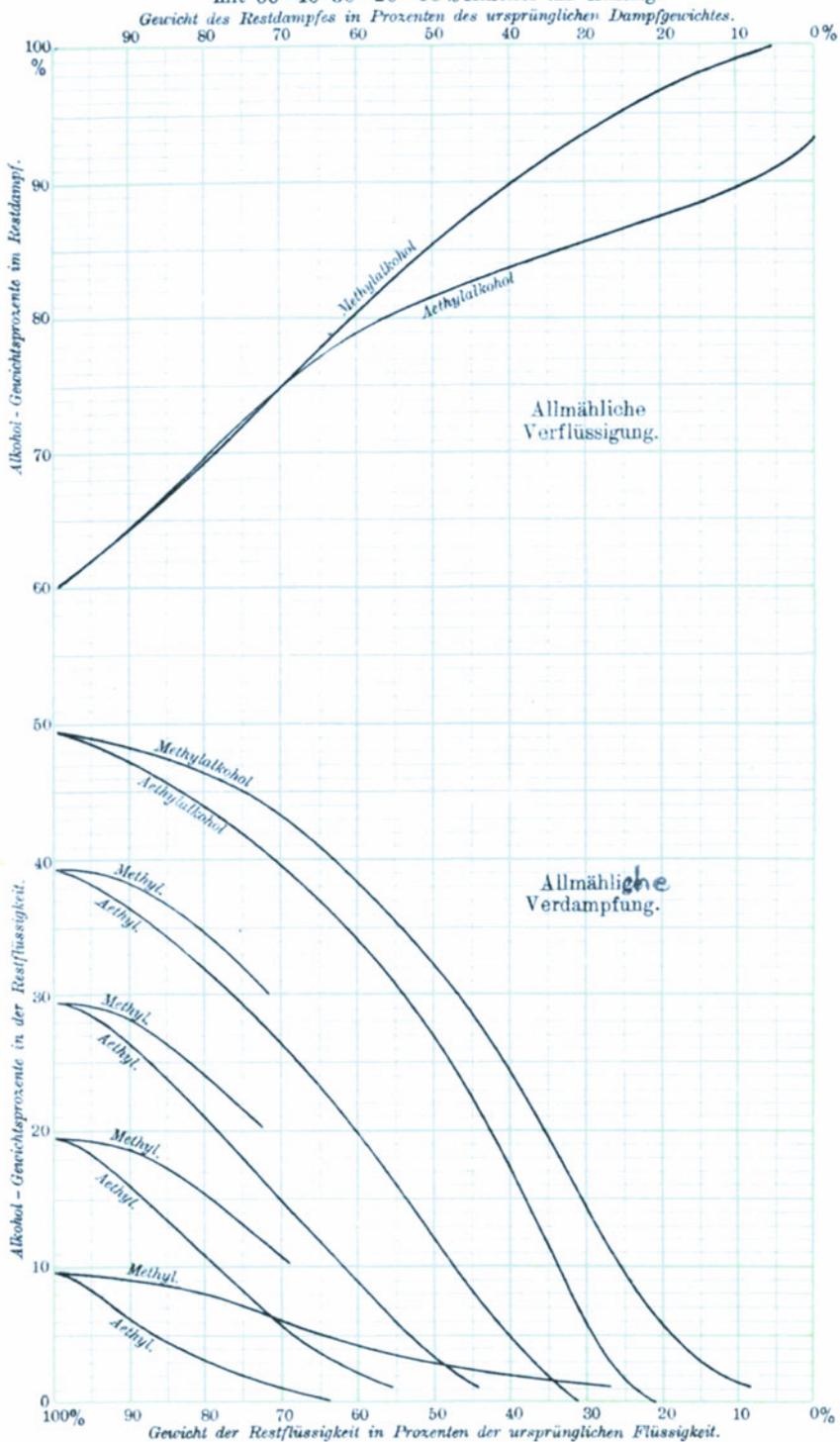
Nummern der Böden von unten beginnend	Wärmeaufwand C_a für 100 Kilo Wasser									
	180000 WE		350000 WE		500000 WE		900000 WE		1500000 WE	
	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D	Fl	D
	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
10	—	—	—	—	—	—	94,4	99,8	—	—
9	—	—	—	—	—	—	93,3	99,75	—	—
8	—	—	—	—	—	—	76,8	98,6	—	—
7	—	—	—	—	90,1	99,8	50,0	80,6	96,6	99,85
6	75,5	98,2	87,0	99,6	86,45	99,8	38,3	52,1	84,4	99,55
5	71,7	96,95	84,6	99,56	67,23	99,5	35,4	39,4	76,5	98,5
4	60,35	91,2	74,0	97,6	45,65	72,6	34,25	36,5	49,0	78,7
3	46,5	74,35	52,5	83,9	38,0	51,2	33,6	35,3	37,8	50,0
2	38,85	55,3	39,15	57,6	35,5	40,1	33,3	34,5	34,9	38,0
1	36,6	45,3	38,1	42,6	34,3	36,5	33,2	34,2	33,4	34,9
	36,0	42,4	35,0	38,0	34,0	36,0	33,0	34,0	33,0	34,0

Tafel 1. (Siehe Tabelle 1).

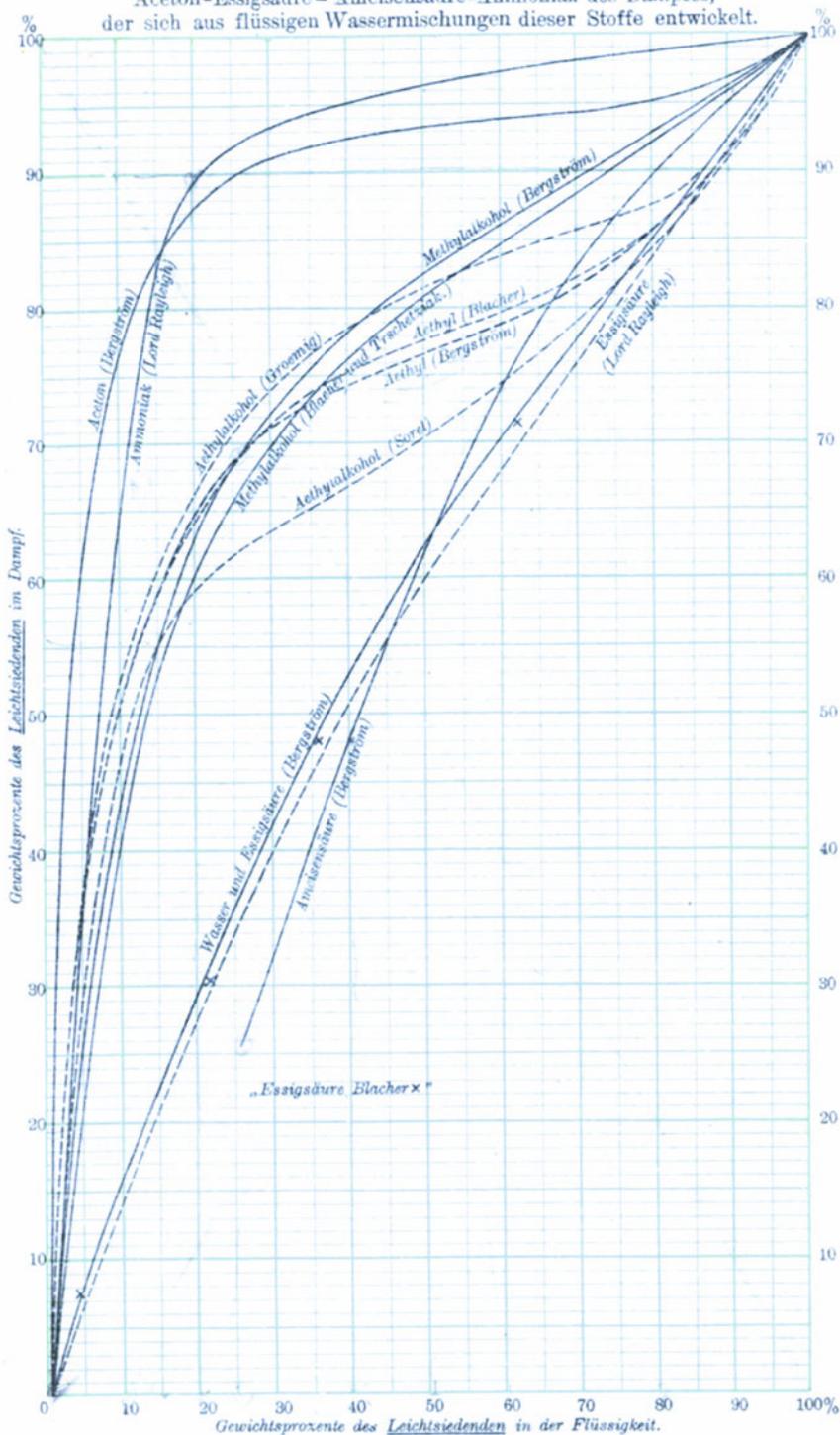
Gewichtsprozte des Leichtesiedenden im Dampf,
 der aus zwei in verschiedenen Verhältnissen gemischten Flüssigkeiten entsteht.
 (Das Leichtesiedende ist unterstrichen.)



Tafel 16. (Siehe Tabellen 21, 22, 28, 29.)
 Aethylalkohol und Wasser. - Methylalkohol und Wasser.
 Allmähliche Kondensation von Dampf mit 60% Alkohol am Anfang.
 Allmähliche Verdampfung von Flüssigkeiten
 mit 50-40-30-20-10% Alkohol am Anfang.



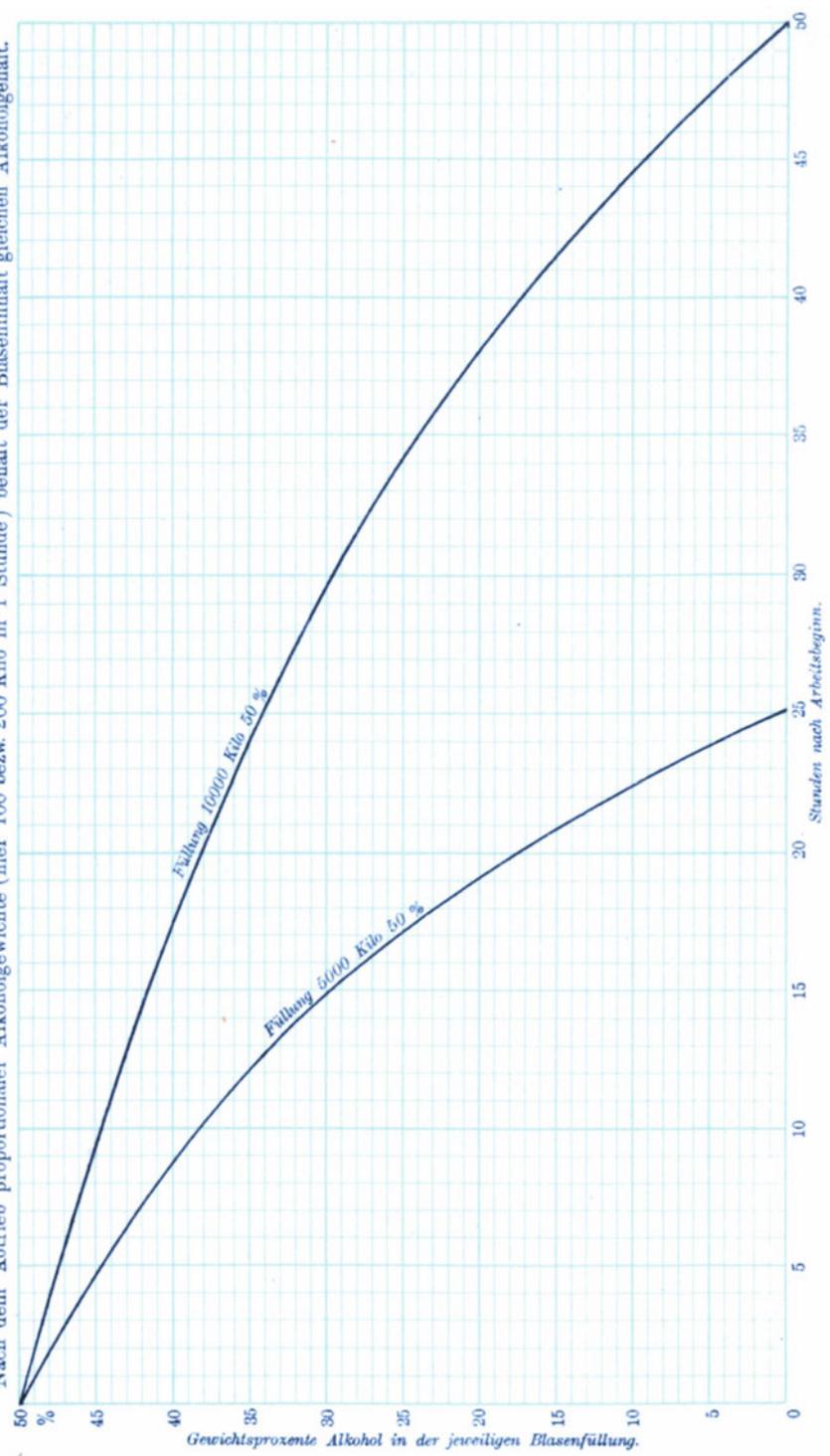
Tafel 17. (Siehe Tabellen 2, 24, 42, 46, 51.)
 Gewichtsprozent an Aethylalkohol - Methylalkohol -
 Aceton - Essigsäure - Ameisensäure - Ammoniak des Dampfes,
 der sich aus flüssigen Wassermischungen dieser Stoffe entwickelt.



Tafel 18. Aethylalkohol und Wasser.

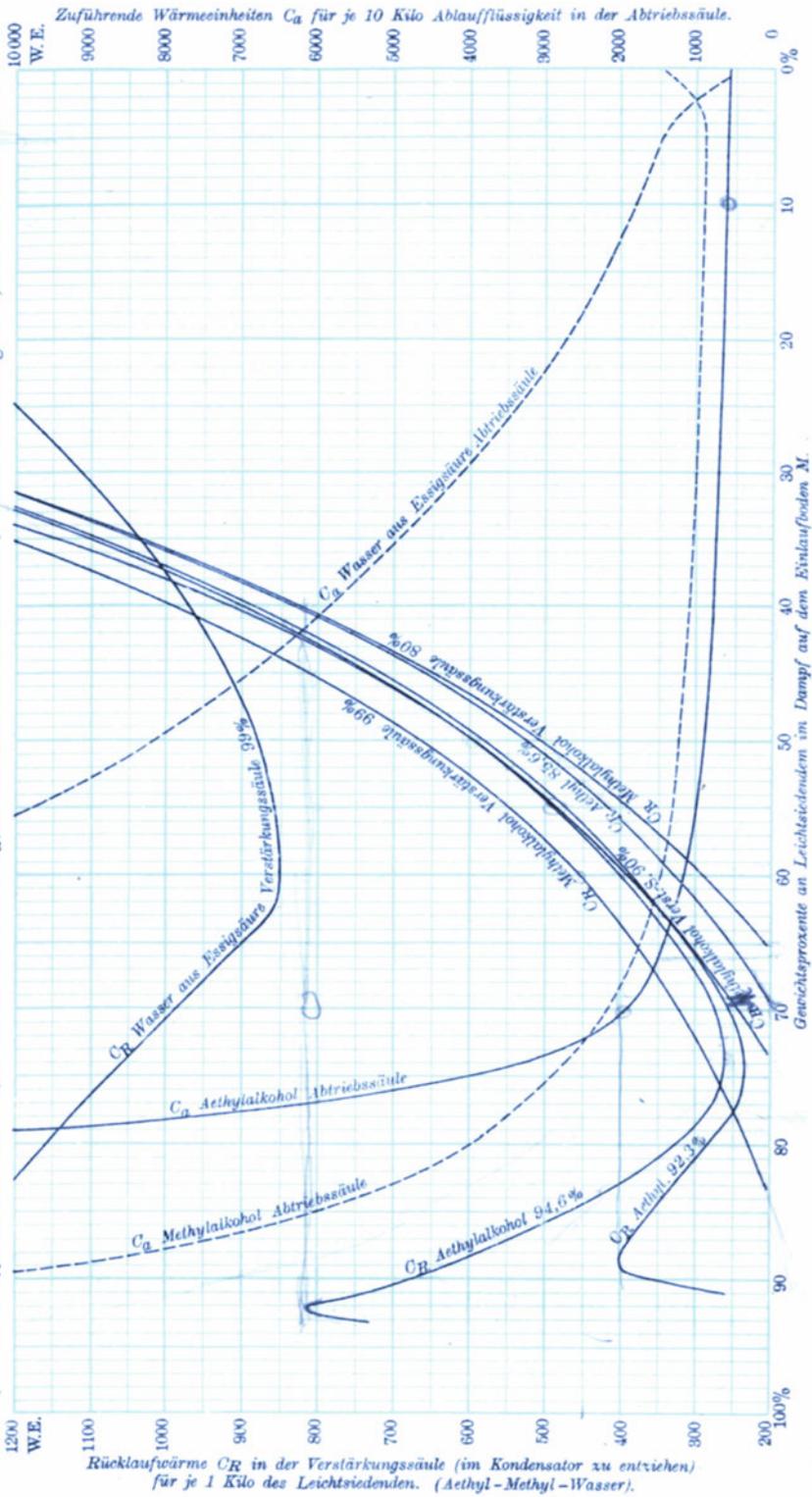
2 Blasenfüllungen 5000 und 10000 Kilo mit 50% G.

Nach dem Abtrieb proportionaler Alkoholgewichte (hier 100 bzw. 200 Kilo in 1 Stunde) behält der Blaseninhalt gleichen Alkoholgehalt.



Tafel 19. (Siehe Tabellen 2, 23, 30, 34.) Aethylalkohol, Methylalkohol, Essigsäure und Wasser.

a) Erforderliche Rücklaufwärme C_R , um 1 Kilo Leichtesiedendes, (Aethyl, Methyl, Wasser von 85,6 + 99%) aus Dampfemischen (von 0,5 + 93%) abzutrennen. b) Erforderliche Wärme C_a , um 10 Kilo Schwersedendes (Wasser bzw. Essigsäure) daraus abzutrennen.

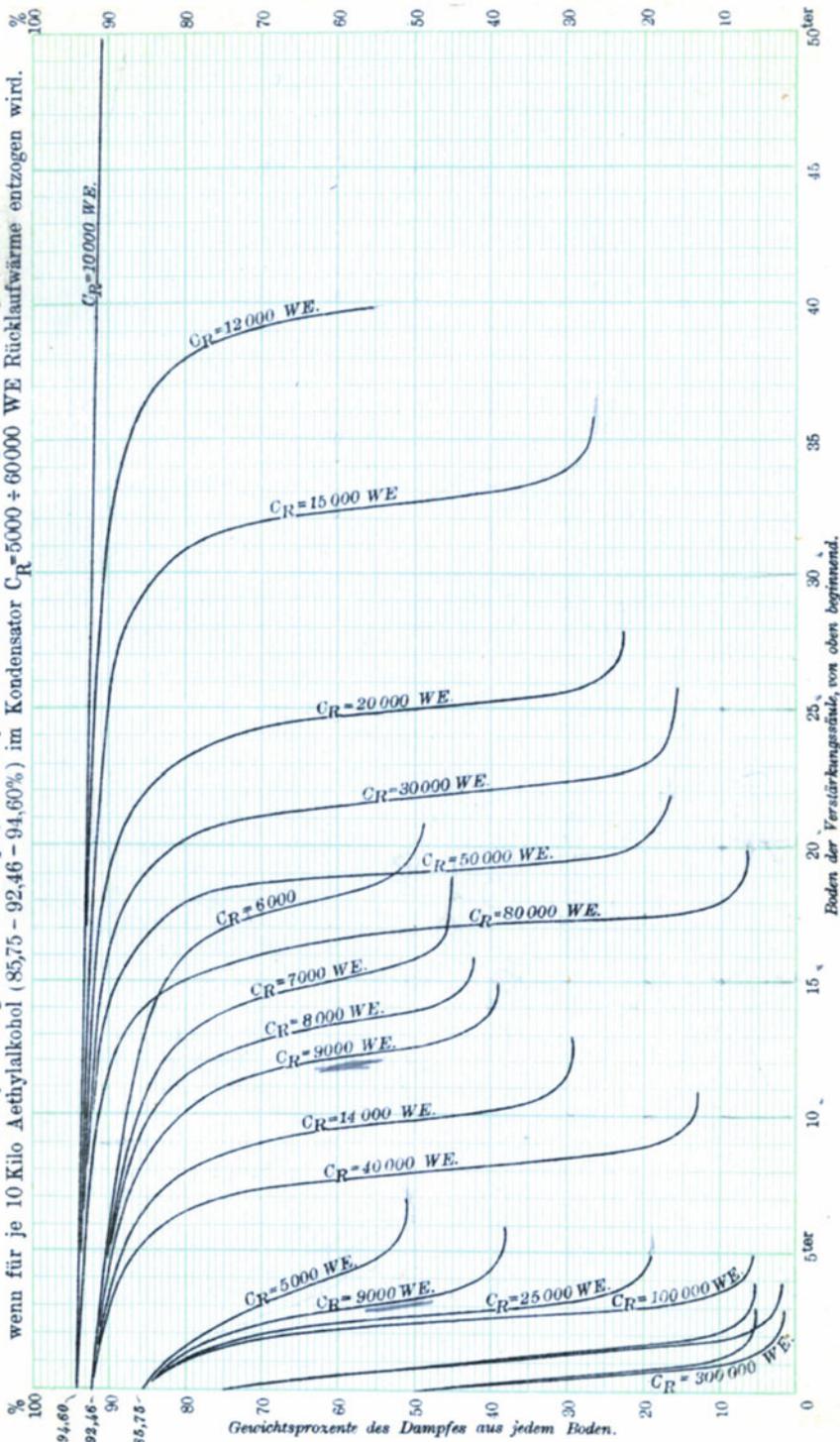


Tafel 20. (Siehe Tabellen 12, 13, 14.)

Aethylalkohol und Wasser.

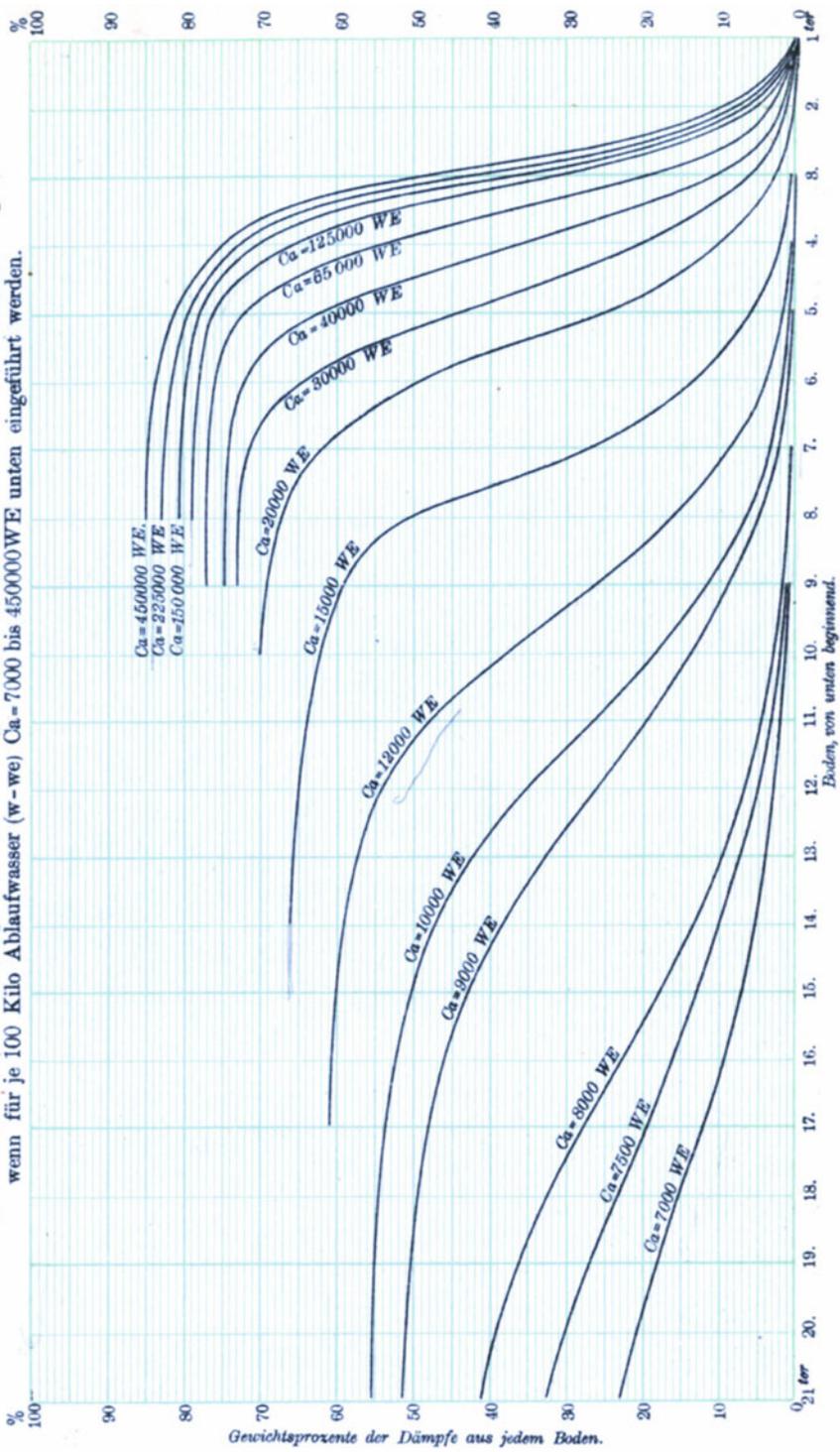
Aethylalkoholgehalt der Dämpfe, die aus jedem Boden der Verstärkungssäulen aufsteigen,

wenn für je 10 Kilo Aethylalkohol (85,75 - 92,46 - 94,60%) im Kondensator $C_R = 5000 + 60000 \text{ WE}$ Rücklaufwärme entzogen wird.



Tafel 21. (Siehe Tabelle 19.)
 Aethylalkohol und Wasser.

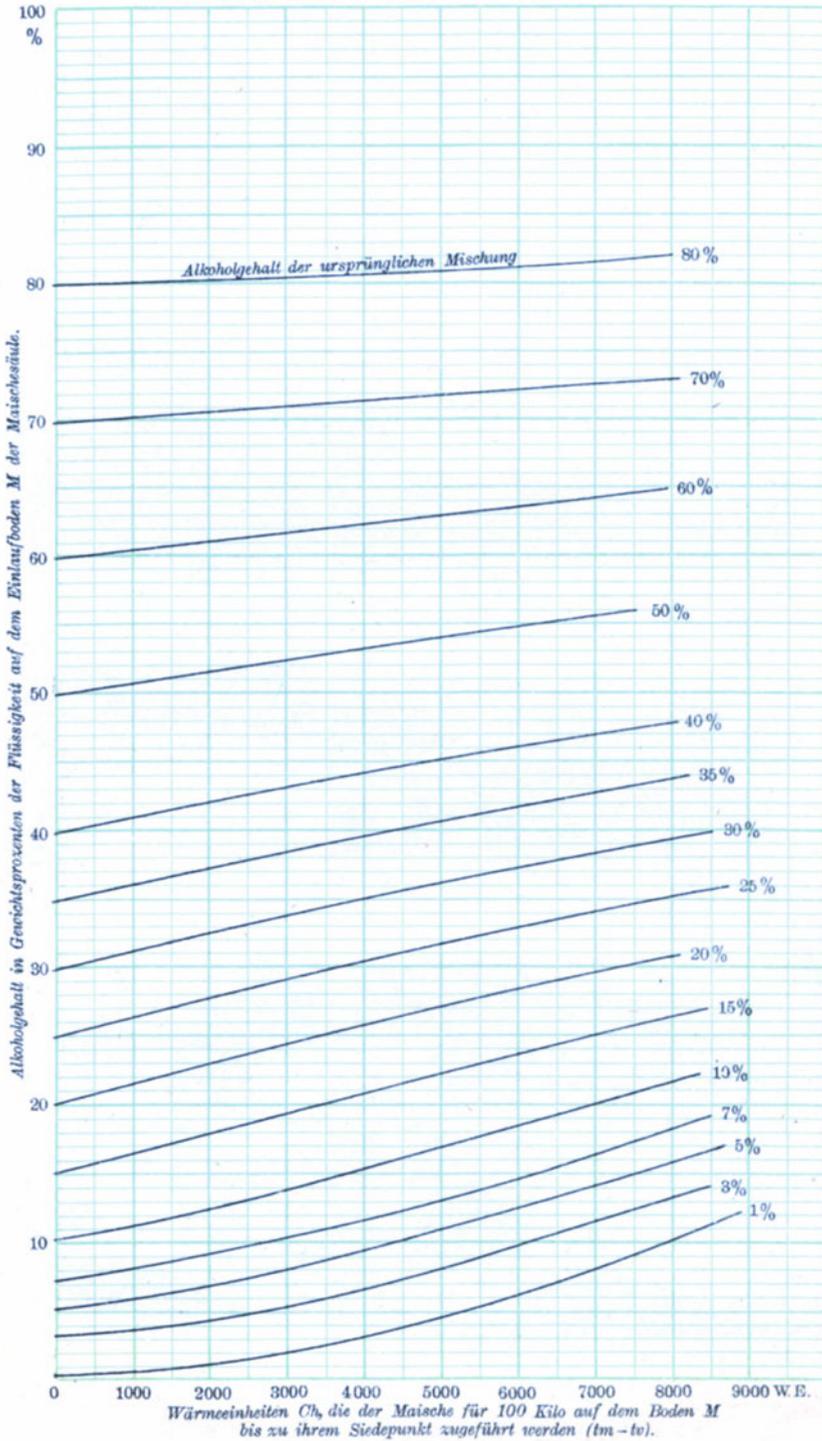
Aethylalkoholgehalt (in Gewichtsprozenten) der Dämpfe, die aus jedem Boden der Abtriebsäulen aufsteigen, wenn für je 100 Kilo Ablaufwasser (w-we) Ca = 7000 bis 450000 WE unten eingeführt werden.



Tafel 22. (Siehe Tabelle 20).

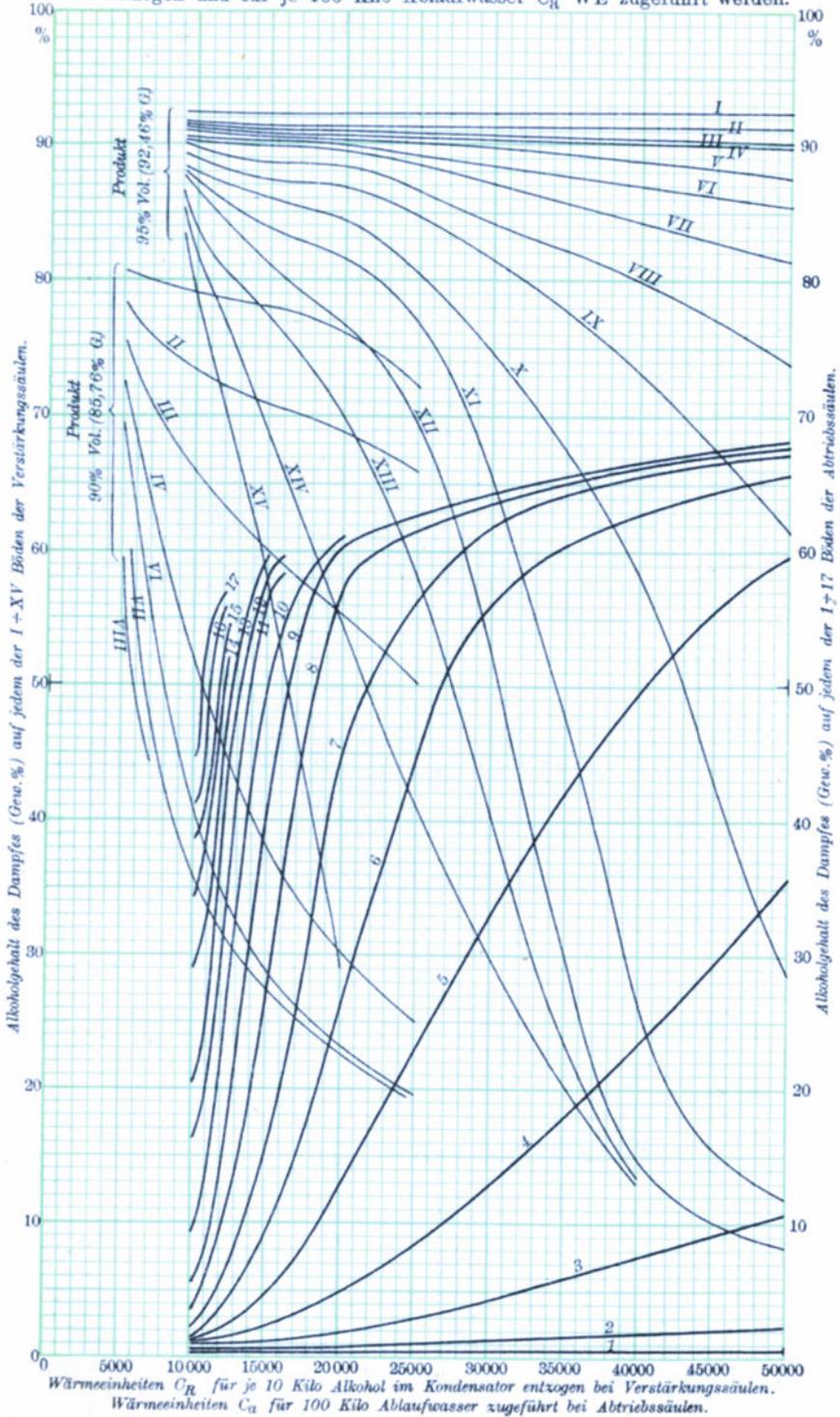
Aethylalkohol und Wasser.

Alkoholgehalt der Flüssigkeit auf dem Einlaufboden M der Abtriebssäulen, wenn den Alkohol-Wasser-Mischungen mit 0,5 ÷ 80 Gewichtsprozenten Alkohol für 100 Kilo Ch=0 ÷ 10000 W. E. zugeführt werden.

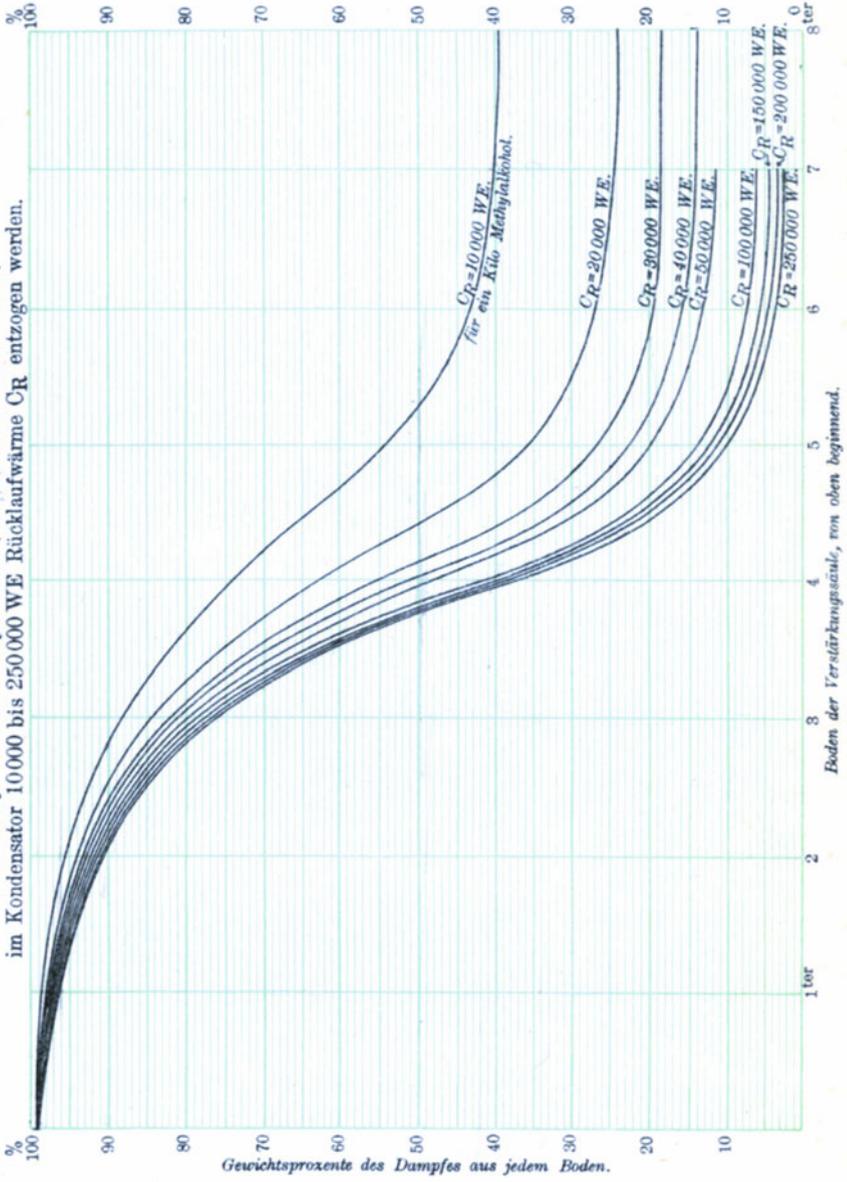


Tafel 23. Aethylalkohol und Wasser.

Alkoholgehalt des Dampfes auf dem I+XV Boden der Verstärkungssäule und dem 1+17 Boden der Abtriebssäule, wenn für je 10 Kilo Alkohol C_R WE entzogen und für je 100 Kilo Ablaufwasser C_A WE zugeführt werden.

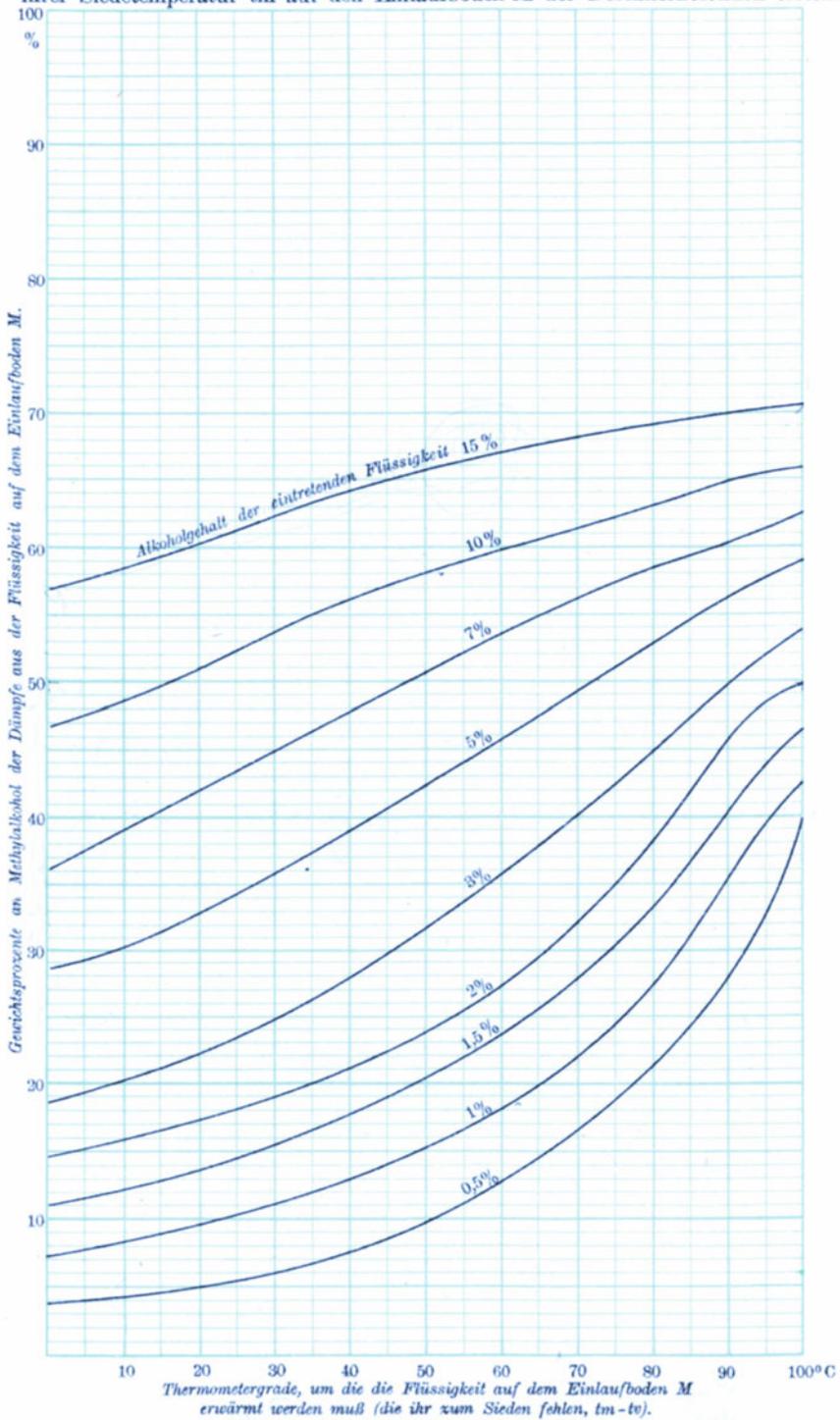


Tafel 24. (Siehe Tabelle 26.)
 Methylalkohol und Wasser.
 Methylalkoholgehalt der Dämpfe, die aus jedem Boden der Verstärkungssäulen aufsteigen,
 wenn für je 10 Kilo Methylalkohol (mit 0,1 Kilo Wasser = 99%)
 im Kondensator 10 000 bis 250 000 WE Rücklaufwärme CR entzogen werden.



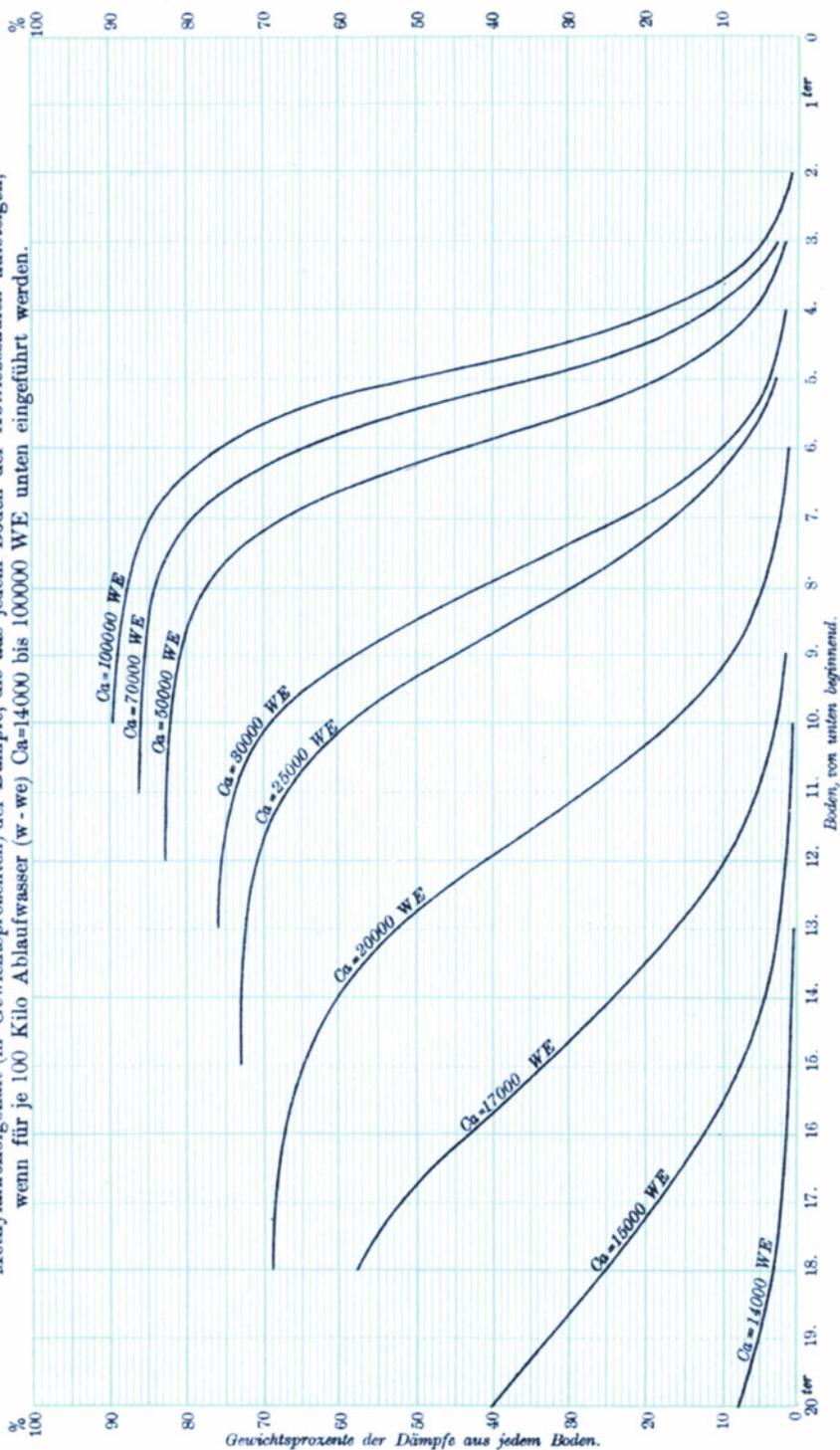
Tafel 25. (Siehe Tabelle 26.)

Höchster Methylalkoholgehalt (in Gewichtsprozenten) der Dämpfe aus Methylalkohol-Wassermischungen von 0,5÷15%, wenn diese mit 0 bis 90° unter ihrer Siedetemperatur t_m auf den Einlaufboden M der Destillierkolonnen treten.



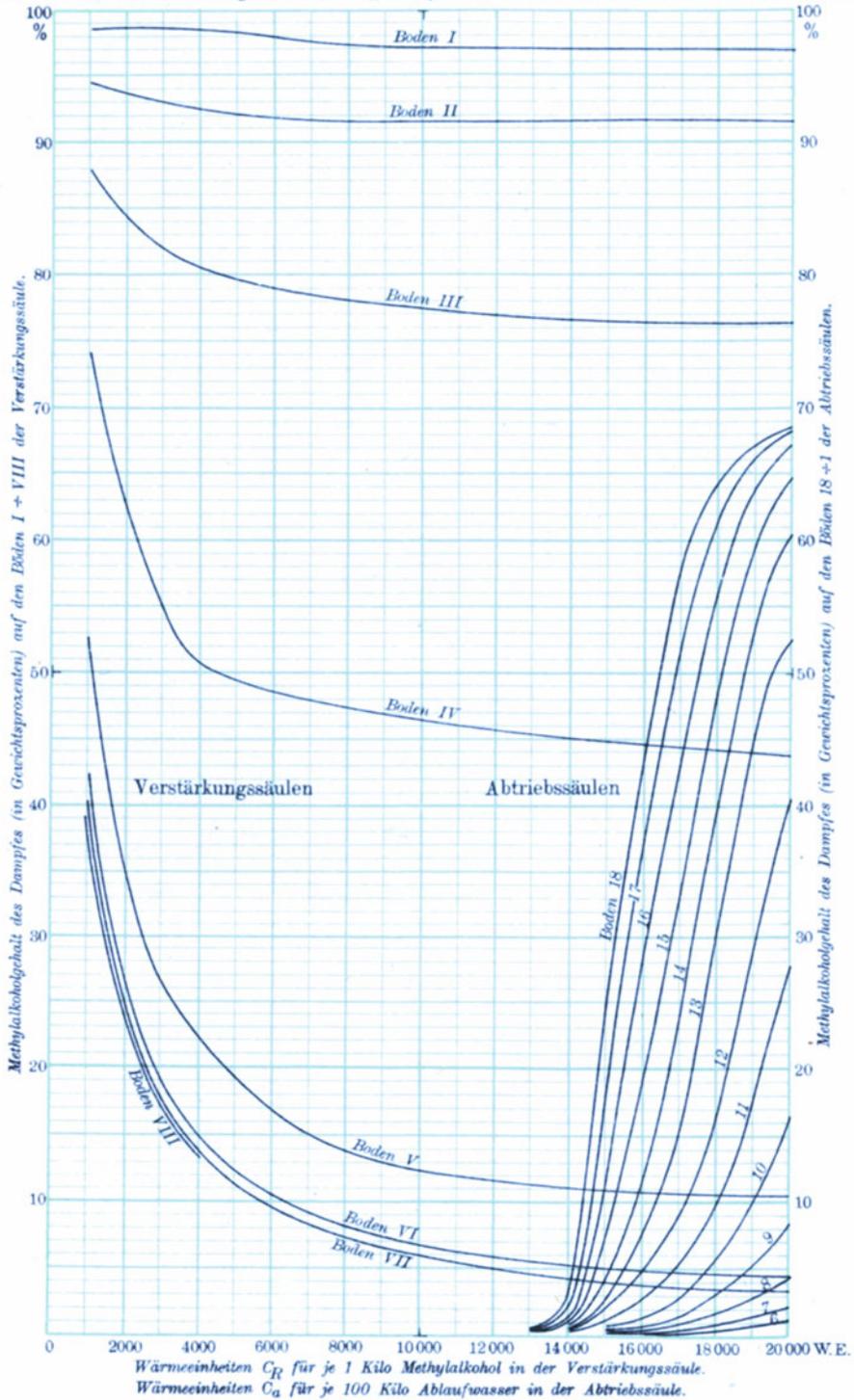
Tafel 26. (Siehe Tabelle 19.)
Methylalkohol und Wasser.

Methylalkoholgehalt (in Gewichtsprozenten) der Dämpfe, die aus jedem Boden der Abtriebssäulen aufsteigen, wenn für je 100 Kilo Ablaufwasser (w-w) $Ca=14000$ bis 100000 WE unten eingeführt werden.



Tafel 27. (Siehe Tabellen 25. 27.) Methylalkohol und Wasser.

Methylalkoholgehalt der Dämpfe, auf den je I + VIII^{ten} Böden der Verstärkungssäulen und auf den je 18 + I^{ten} Böden der Abtriebssäulen, wenn die auf den Abszissen angegebenen Wärmeeinheiten C_R entzogen werden für je 1 Kilo Alkohol im Kondensator und aufgewendet C_a für je 100 Kilo Ablaufwasser in der Abtriebssäule.



Tafel 28. (Siehe Tabellen 30, 51, 57.)

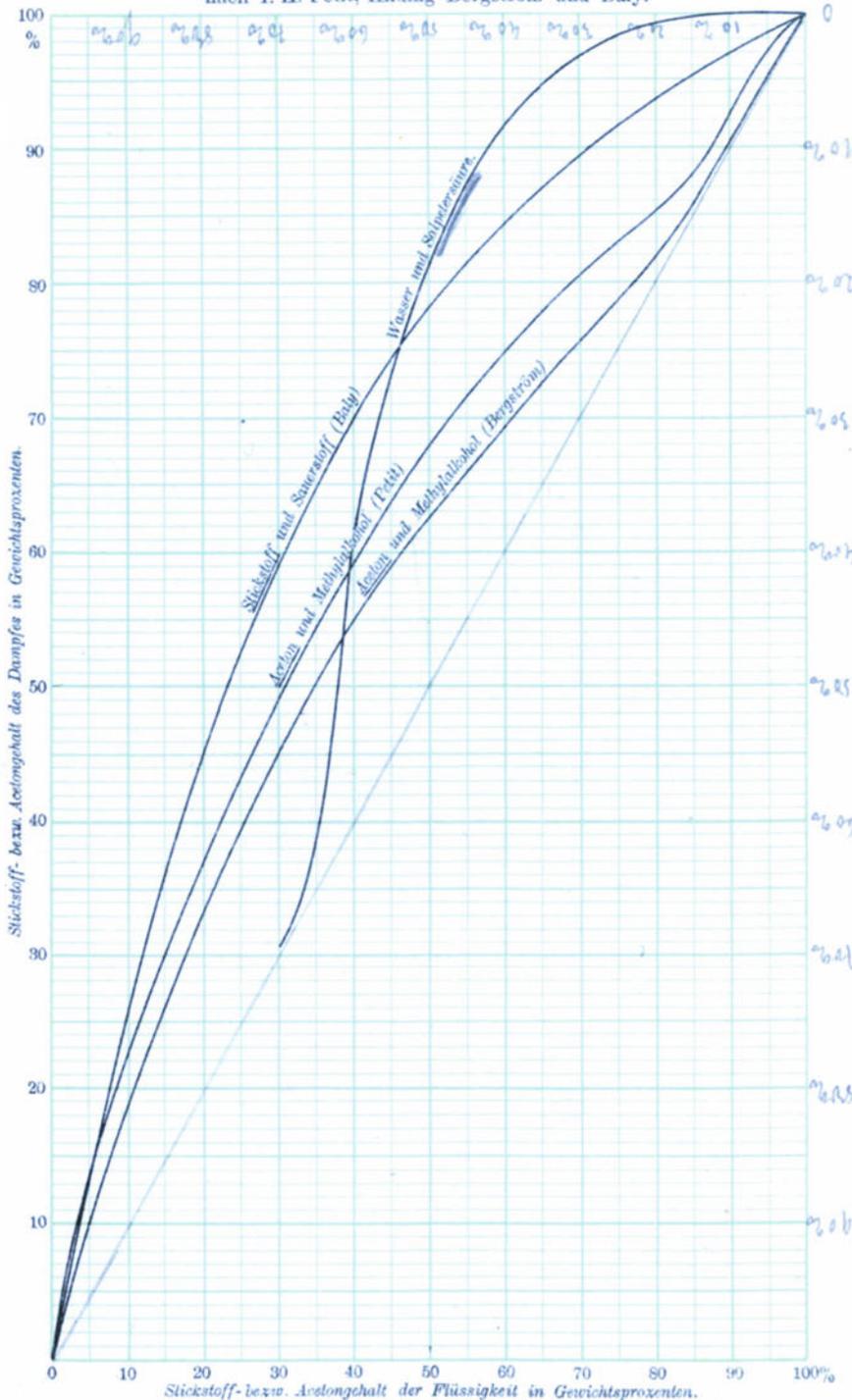
Erforderliche Rücklaufwärme C_R in der Verstärkungssäule, um 1 Kilo bzw. 10 Kilo Leicht siedendes aus schwächeren Dämpfen hochprozentig (20 + 99,75 %) zu gewinnen. Erforderliche Verdampfungswärme C_a um 1 bzw. 10 Kilo Schwersiedendes abzutrennen. Aceton und Wasser Tab. 22, Aceton und Methylalkohol Tab. 26, Ameisensäure und Wasser Tab. 23 und 24,

Ammoniak und Wasser Tab. 38, Stickstoff und Sauerstoff Tab. 44.



Tafel 29.

Aceton und Methylalkohol (Tabellen 34, 57.) Stickstoff und Sauerstoff (Tabelle 65.)
 Acetongehalt des aus Aceton-Methylalkohol-Mischungen bzw. Stickstoffgehalt
 des aus Stickstoff-Sauerstoff-Mischungen bzw. Wasser des aus Wasser-
 Salpetersäure-Mischung entstehenden Dampfes in Gewichtsprozenten
 nach I. H. Petit, Hilding Bergström und Baly.

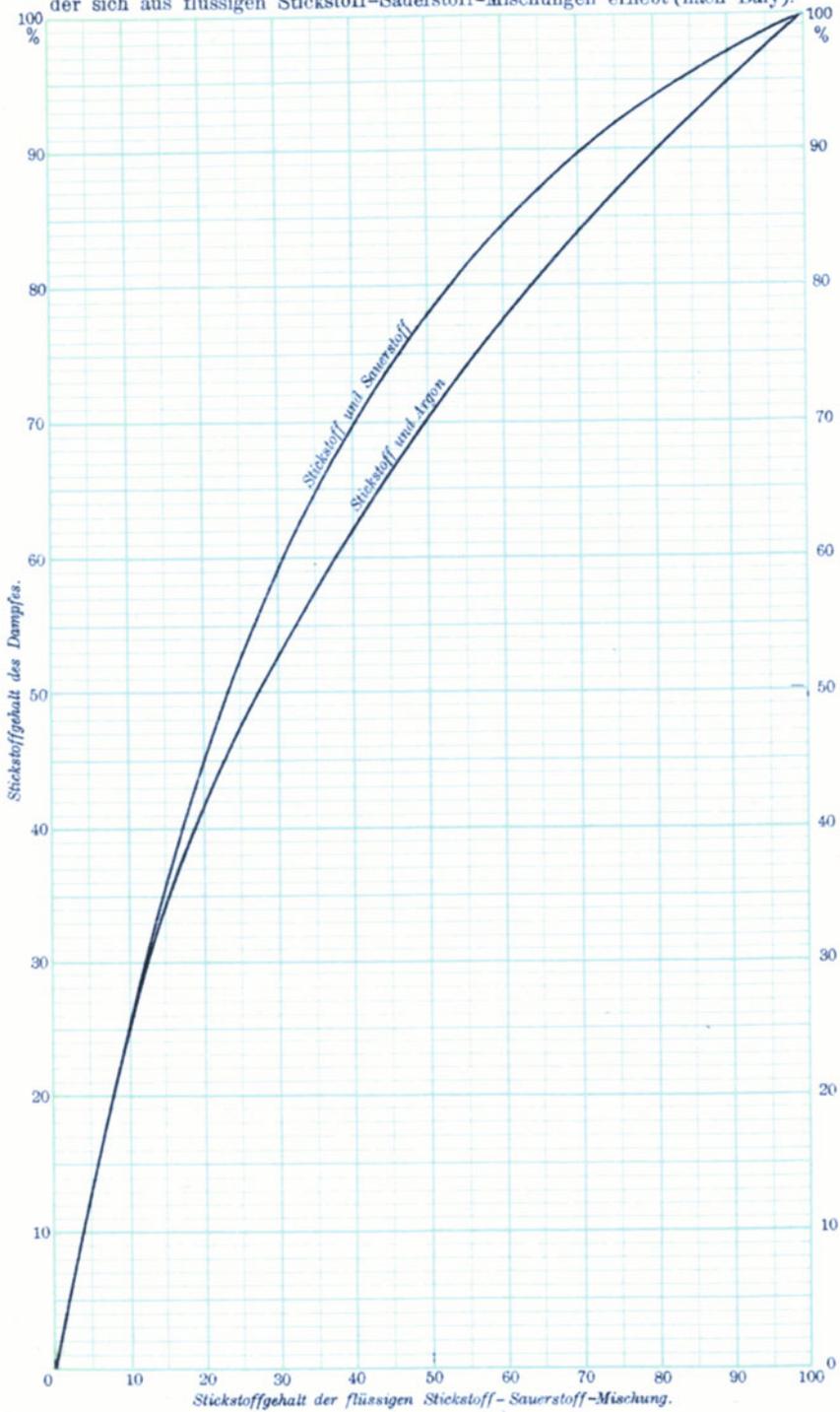


Tafel 30. (Siehe Tabellen 57, 61.)

Stickstoff-Sauerstoff und Stickstoff-Argon.

Stickstoffgehalt (in Gewichtsprozenten) des Dampfes,

der sich aus flüssigen Stickstoff-Sauerstoff-Mischungen erhebt (nach Baly).



Hilfsbuch für den Apparatebau

Von

E. Hausbrand

Dritte, stark vermehrte Auflage

Mit 56 Tabellen und 161 Textabbildungen

Gebunden Preis M. 10.—. (Hierzu Teuerungszuschläge)

Aus den zahlreichen Besprechungen:

Die dritte Auflage dieses längst wohlbekanntesten, kleinen und handlichen, aber reichhaltigen und zuverlässigen Werkes ist in jeder Hinsicht verbessert und vervollständigt, sowie durch Aufnahme neuer Angaben und Tabellen erweitert; sie steht durchaus auf der Höhe der Zeit und ist für den Praktiker so unentbehrlich, daß sie (ebenso wie die früheren Ausgaben) gewiß binnen kurzem in jedermanns Hand sein wird. Einer besonderen Empfehlung bedarf ein solches Buch nicht, hervorgehoben sei aber die gute Ausstattung und der sehr klare Druck.

(Die deutsche Zuckerindustrie. Nr. 40/1919.)

Ein äußerst praktisches Buch für jeden, der sich mit dem Apparatebau befaßt. In Form eines Lexikons enthält es zahlreiche Tabellen über Wandstärken und Gewichte von Gefäßen und Rohren bei verschiedener Beanspruchung, ferner zahlreiche Abbildungen der üblichen Arten von Blech- und Rohrverbindungen durch Schrauben, Nieten und Löten. Besonders ausführliche Behandlung erfahren die Apparate aus Kupfer. Bei der Konstruktion und Kalkulation von Apparaten wird das übersichtliche Buch, das eine Fülle von Arbeit enthält, eine wertvolle Hilfe sein.

(Die Kälte-Industrie. Nr. 9/1919.)

Das Hilfsbuch gibt die zum Bau und Berechnen von Apparaten, namentlich aus Kupfer, notwendigen Angaben in alphabetischer Ordnung nach Stichworten, so daß man das Gewünschte schnell findet. Man findet Inhalte, Wandstärken, Gewichte und zum Beispiel auch die Heckmannschen Überpreise, Vorbilder für Rohranschlüsse und Durchdringungen, Trägheitsmomente und anderes. Das Material ist gut zusammengestellt und das Buch wird dem Konstrukteur und Offertkalkulator gute Dienste leisten.

(Technische Blätter. Nr. 19/1920.)

Verlag von Julius Springer in Berlin W 9

Verdampfen, Kondensieren und Kühlen

Erklärungen, Formeln und Tabellen

für den praktischen Gebrauch

von

Baurat E. Hausbrand

Sechste, vermehrte Auflage. Unveränderter Neudruck

Mit 59 Textabbildungen und 113 Tabellen. Gebunden Preis M. 60.—

Aus den zahlreichen Besprechungen der sechsten Auflage:

Es dürfte eigentlich überflüssig sein, empfehlende Worte einem Werke mitzugeben, das bereits in sechster Auflage erscheint und dessen fremdsprachige Ausgaben ebenfalls schon mehrere Auflagen erlebt haben. . . . Aus dem reichen Inhalte mit seinen 23 größeren Abschnitten auch nur das Wesentlichste herauszugreifen, würde zu weit führen. Man kann wohl getrost sagen, daß, wer auf dem behandelten Gebiete über irgendeine Frage Auskunft zu erhalten wünscht, das vortreffliche Werk kaum vergeblich um Rat fragen wird.

(Dinglers polytechnisches Journal. Nr. 6/1920.)

Das allen Fachleuten bekannte Buch erscheint nunmehr in sechster Auflage. Das besagt am deutlichsten, welche Bedeutung das Werk für unsere Industrie hat und wie dankbar die Mitteilung der großen Erfahrungen des Verfassers anerkannt wird. Gegenüber der letzten Auflage hat das Buch nicht unerheblich an Umfang zugenommen, da die einschlägige Literatur bis in die letzte Zeit verfolgt und verwertet worden ist. . . . Das Buch wird allen, die Vorrichtungen zum Verdampfen, Kondensieren und Kühlen bauen oder mit ihnen arbeiten müssen, ein erprobter und vielseitiger Ratgeber sein.

(Zeitschrift für die gesamte Kälte-Industrie. Nr. 11/1920.)

Das Trocknen mit Luft und Dampf

Erklärungen, Formeln und Tabellen

für den praktischen Gebrauch

von

Baurat E. Hausbrand

Fünfte, stark vermehrte Auflage

Mit 6 Textabbildungen, 9 lithographischen Tafeln und 35 Tabellen

Gebunden Preis M. 42.—

Aus dem Vorwort:

Die fünfte Auflage dieses Buches ist durch Vervollständigung des Textes, Vergrößerung der Tabellenzahl, Vermehrung der Tafeln erheblich erweitert worden. Besonders tritt es hervor bei den Kapiteln über das Verhältnis von Gleichstrom und Gegenstrom beim Trocknen, über den Vorteil des Abpressens oder Abschleuderns von Wasser vor dem Trocknen, über eine vollkommene Art der Berechnung von Trockenanlagen durch Schaubilder, über Luftzumischung zu Feuergasen, über Verdunstung des Wassers, über die Durchlässigkeit von Körnerhaufen, über die Luftbewegung in den Kanälen, Angaben über Schornsteine und deren Zug, über Luftschleudern, über die Wärmeaufnahme und den Wärmeverlust. Die zahlreichen Tabellen und Schaubilder sind noch erweitert worden, so daß das Buch ein vielseitiger Ratgeber und ein unentbehrliches Nachschlagewerk für jeden Praktiker darstellt, der sich mit dem Trocknen mit Luft und Dampf, den Luft- und Wärmebedürfnissen der Trockenapparate überhaupt zu beschäftigen hat.

Verlag von **Julius Springer** in Berlin W 9

Theorie der Heißlufttrockner. Ein Lehr- und Handbuch für Trocknungstechniker, Besitzer und Leiter von gewerblichen Anlagen mit Trockenvorrichtungen. Für den Selbstunterricht bearbeitet von **W. Schule**. Mit 34 Textabbildungen und 9 Tabellen.
Preis M. 16.—

Die Lehre vom Trocknen in graphischer Darstellung. Von Ingenieur **Karl Reyscher**. Mit 33 Textabbildungen. Preis M. 2.80

Technologie der Holzverkohlung unter besonderer Berücksichtigung der Herstellung von sämtlichen Halb- und Ganzfabrikaten aus den Erstlingsdestillaten. Von Direktor **M. Klar** (Hannover). Zweite, vermehrte und verbesserte Auflage. Mit 49 Textabbildungen. Unveränderter Neudruck. Erscheint im Dezember 1920

Die chemische Betriebskontrolle in der Zellstoff- und Papierindustrie und anderen Zellstoff verarbeitenden Industrien. Von Professor Dr. phil. **Carl G. Schwalbe** und Direktor Dr.-Ing. **Rudolf Sieber**. Mit 23 Textabbildungen.
Preis M. 18.—; gebunden M. 21.—

Wärmetechnische und wärmewirtschaftliche Untersuchungen aus der Sulfitzellstoff-Fabrikation. Von Dr.-Ing. Frhr. **Jos. von Laßberg**. Mit 24 Textabbildungen.
Preis M. 2.60

Wissenschaftliche Grundlagen der Erdölbearbeitung. Von Dr. **L. Gurwitsch** (St. Petersburg). Mit 12 Textabbildungen und 4 Tafeln.
Preis M. 9.—

Hierzu Teuerungszuschläge

Hausbrand, Rektifizierapparate. 4. Aufl.

Der theoretische Wärmeverbrauch einer Rohzuckerfabrik für Verdampfen, Erwärmen, Verkochen und Krafterzeugung.

Eine Studie von Betriebsdirektor Dipl.-Ing. Hans Möller (Anklam). Mit 34 Textabbildungen. Preis M. 5.—

Lehrbuch der Thermochemie und Thermodynamik. Von Dr.

Otto Sackur, Professor, Privatdozent an der Universität Breslau. Mit 46 Textabbildungen. Preis M. 12.—

Neue Tabellen und Diagramme für Wasserdampf. Von Professor

Dr. R. Mollier in Dresden. Mit 2 Diagrammtafeln. Unveränderter Neudruck. Preis M. 4.—

Technische Thermodynamik. Von Professor Dipl.-Ing. W. Schüle.

Erster Band: **Die für den Maschinenbau wichtigsten Lehren nebst technischen Anwendungen.** Mit 244 Textabbildungen und 7 Tafeln.

Dritte, erweiterte Auflage. Gebunden Preis M. 16.—

Zweiter Band: **Höhere Thermodynamik** mit Einschluß der chemischen Zustandsänderungen, nebst ausgewählten Abschnitten aus dem Gesamtgebiet der technischen Anwendungen. Dritte, erweiterte Auflage. Mit 202 Textabbildungen und 4 Tafeln. Gebunden Preis M. 36.—

Leitfaden der Technischen Wärmemechanik. Kurzes Lehrbuch der

Mechanik der Gase und Dämpfe und der mechanischen Wärmelehre. Von Professor Dipl.-Ing. W. Schüle. Zweite, verbesserte Auflage. Mit 93 Textabbildungen und 3 Tafeln. Steif broschiert M. 18.—

Die Abwärmeverwertung im Kraftmaschinenbetrieb mit besonderer

Berücksichtigung der Zwischen- und Abdampfverwertung zu Heizzwecken. Eine kraft- und wärmewirtschaftliche Studie. Von Dr.-Ing. Ludwig Schneider. Dritte, neubearbeitete Auflage. Mit 159 Textabbildungen. Preis M. 16.—; gebunden M. 20.—

Kraft- und Wärmewirtschaft in der Industrie. (Abfallenergiever-

wertung.) Von Baurat Ingenieur M. Gerbel. Zweite, verbesserte Auflage. Mit 9 Textabbildungen. Preis M. 12.—
