



Patent
aufrechterhalten nach
§ 12 Abs. 3 ErstrG

(51) Int. Cl.⁶: **C 07 D 301/32**
C 07 C 53/02
C 07 C 53/08
C 07 C 47/06
C 07 C 69/04
C 07 C 31/20
C 07 C 33/03

DEUTSCHES PATENTAMT

Innerhalb von 3 Monaten nach Veröffentlichung der Aufrechterhaltung kann Einspruch eingelegt werden

(21) Aktenzeichen:	(22) Anmeldetag:	(44) Veröff.-tag der DD-Patentschrift:	(45) Veröff.-tag der Aufrechterhaltung:
DD C 07 D / 250 478 0	02. 05. 83	31. 10. 84	16. 04. 98

(30) Unionspriorität:
—

(72) Erfinder: Decker, Ursula, Dipl.-Chem. Dr., 06124 Halle, DE; Weiß, Siegfried, Prof. Dipl.-Ing. Dr. sc. techn., 06217 Merseburg, DE; Rauchstein, Klaus-Dieter, Dipl.-Ing. Dr., 06122 Halle, DE; Arlt, Rüdiger, Dipl.-Chem., 96515 Sonneberg, DE; Paulat, Gerhard, 06124 Halle, DE; Waschke, Karlheinz, Dipl.-Ing., 06258 Schkopau, DE

(73) Patentinhaber: BUNA Sow Leuna Olefinverbund GmbH, 06258 Schkopau, DE

(54) Verfahren zur Destillation eines 18-Komponenten-Gemisches, das bei der Herstellung von Propylenoxid anfällt

(56) Für die Beurteilung der Patentfähigkeit in Betracht gezogene Druckschriften:
nichts ermittelt

Patentanspruch:

Verfahren zur Destillation eines 18 Komponentengemisches bestehend aus

Propylen	10 ... 13 Ma.-% (P 1)
Acetaldehyd	1,5 ... 2,0 Ma.-% (P 2)
Methylformiat	1,5 ... 2,5 Ma.-% (P 3)
Propylenoxid	22 ... 26 Ma.-% (P 4)
Acrolein	0,1 ... 0,2 Ma.-% (P 5)
Aceton	1,5 ... 2,5 Ma.-% (P 6)
Methylacetat	1,0 ... 1,7 Ma.-% (P 7)
Methanol	1,2 ... 1,8 Ma.-% (P 8)
Isopropanol	0,8 ... 1,2 Ma.-% (P 9)
Allylalkohol	0,6 ... 0,8 Ma.-% (P 10)
Wasser	7 ... 10 Ma.-% (P 11)
Ameisensäure	6,5 ... 8,5 Ma.-% (P 12)
Essigsäure	22 ... 26 Ma.-% (P 13)
Propylenglykolmonoformiat	0,2 ... 0,5 Ma.-% (P 14)
Propylenglykolmonoacetat	0,2 ... 0,5 Ma.-% (P 15)
Propylenglykoldiformiat	0,1 ... 0,2 Ma.-% (P 16)
1,2-Propylenglykol	0,01 ... 0,03 Ma.-% (P 17)
Propylenglykoldiacetat	11 ... 14 Ma.-% (P 18)

in 18 Kolonnen zur Gewinnung von Propylenoxid, Ameisensäure, Essigsäure, 1,2-Propylenglykol, Acetaldehyd, Methylformiat und Allylalkohol, **gekennzeichnet dadurch**, daß mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 1 bei einem Kondensationsdruck von 210 bis 250 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 2 bei einem Druck von 150 bis 170 kPa verdampft wird, daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 3 bei einem Kondensationsdruck von 60 bis 80 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 12 bei einem Druck von 90 bis 105 kPa verdampft wird, daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 14 bei einem Kondensationsdruck von 230 bis 260 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 7 bei einem Druck von 130 bis 160 kPa verdampft wird, daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 17 bei einem Kondensationsdruck von 4 bis 6 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 4 bei einem Druck von 260 bis 340 kPa und das Sumpfprodukt der Kolonne 8 bei einem Druck von 160 bis 220 kPa verdampft wird, daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 18 bei einem Kondensationsdruck von 240 bis 280 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 13 bei einem Druck von 100 bis 120 kPa verdampft wird, daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 9 bei einem Kondensationsdruck von 460 bis 540 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 5 bei einem Druck von 150 bis 170 kPa und das Sumpfprodukt der Kolonne 11 bei einem Druck von 100 bis 120 kPa verdampft wird und daß anschließend mit dem Kopfproduktdampf von Kolonne 10 bei einem Kondensationsdruck von 460 bis 540 kPa das Sumpfprodukt der Kolonne 6 bei einem Druck von 140 bis 160 kPa verdampft wird, wobei jeweils am Kopf der Kolonne 8 Propylenoxid, der Kolonne 4 Acetaldehyd, der Kolonne 5 Methylformiat und der Kolonne 14 Ameisensäure sowie jeweils am Sumpf der Kolonne 14 Essigsäure, der Kolonne 10 Allylalkohol und der Kolonne 17 1,2-Propylenglykol gewonnen wird.

Hierzu 5 Seiten Zeichnungen

Anwendungsgebiet der Erfindung

Das Verfahren ist in der chemischen Industrie zur Trennung eines Gemisches anwendbar, welches bei der Herstellung von Propylenoxid durch Oxidation von Propylen mit Luftsauerstoff anfällt. Das Gemisch besteht aus 18 Komponenten Propylen / Propylenoxid / Acetaldehyd / Methylformiat / Propylenoxid / Acrolein / Aceton / Methylacetat / Methanol / Isopropanol / Allylalkohol / Wasser / Ameisensäure / Essigsäure / Propylenglykolmonoformiat / Propylenglykolmonoacetat / Propylenglykoldiformiat / 1,2-Propylenglykol / Propylenglykoldiacetat.

Charakteristik der bekannten technischen Lösungen

Es ist bekannt, daß homogene Flüssigkeitsgemische durch Destillation getrennt werden können. Das vorliegende Flüssigkeitsgemisch mit seinen 18 Komponenten hat folgende Siedetemperaturen der reinen Komponenten bei einem Druck von 0,1013 MPa:

Propylen	-47,8 °C
Acetaldehyd	20,2 °C
Methylformiat	31,8 °C
Propylenoxid	34,5 °C
Acrolein	52,8 °C
Aceton	56,2 °C
Methylacetat	57,1 °C
Methanol	64,7 °C
Isopropanol	82,3 °C
Allylkohol	97,2 °C
Wasser	100,0 °C
Ameisensäure	100,8 °C
Essigsäure	118,1 °C
Propylenglykolmonoformiat	175,0 °C
Propylenglykolmonoacetat	182,5 °C
Propylenglykoldiformiat	185,0 °C
1,2-Propylenglykol	188,5 °C
Propylenglykoldiacetat	190,5 °C

Bei Berücksichtigung aller Kosten - Energie, Amortisation, Reparatur, Bedienungsaufwand - ist die Destillation in der Regel der wirtschaftlichste Trennprozeß für ein homogenes Flüssigkeitsgemisch, wenn die relative Flüchtigkeit größer als 1,2 bzw. kleiner als 0,9 ist. Bei den vorliegenden Siedetemperaturen für die einzelnen Komponenten liegt bei idealem Verhalten in der flüssigen Phase die relative Flüchtigkeit in dem für die Destillation geeigneten Bereich. Infolge des nichtidealen Verhaltens in der flüssigen Phase treten mehrere azeotrope Zusammensetzungen auf. Es sind folgende azeotrope Zusammensetzungen für die im Gemisch vorhandenen Komponenten bekannt:

Azeotrop	Komp. 1 Masse%	Komp. 2 Masse%	Temp. °C
Propylenoxid (1)-Methylformiat (2)	5,4	94,6	31,6
Acrolein (1)-Methanol (2)-Wasser (3)	85,7	13,4	51,2
Acrolein (1)-Methanol (2)			51,4
Acrolein (1)-Wasser (2)	97,4	2,6	52,4
Aceton (1)-Methylacetat (2)-Methanol (3)	5,8	75,8	53,7
Methylacetat (1)-Methanol (2)	80,5	19,5	54,0
Aceton (1)-Methanol (2)	88,0	12,0	55,7
Aceton (1)-Methylacetat (2)	50,0	50,0	56,0
Methylacetat (1)-Wasser (2)	97,6	2,4	56,9
Isopropanol (1)-Wasser (2)	87,4	12,6	80,1
Wasser (1)-Allylkohol (2)	27,6	72,4	88,7
Wasser (1)-Ameisensäure (2)	22,6	77,4	100,7
Essigsäure (1)-Ameisensäure (2)-Wasser (3)	63,1	25,0	107,1

Die Extraktivdestillation bzw. Azeotropdestillation stellt in vielen Fällen eine ökonomische Lösung für die Trennung von Gemischen mit azeotroper Zusammensetzung dar. Untersuchungen haben gezeigt, daß dies auch für die Trennung der hier vorliegenden Gemische mit azeotroper Zusammensetzung zutrifft. Unter Beachtung der großen Zahl von 18 Komponenten und des Auftretens mehrerer azeotroper Zusammensetzungen wird die Trennung energetisch sehr aufwendig.

Ziel der Erfindung

Ziel der Erfindung ist es, das Gemisch Propylen / Acetaldehyd / Methylformiat / Propylenoxid / Acrolein / Aceton / Methylacetat / Methanol / Isopropanol / Allylkohol / Wasser / Ameisensäure / Essigsäure / Propylenglykolmonoformiat / Propylenglykolmonoacetat / Propylenglykoldiformiat / 1,2-Propylenglykol / Propylenglykoldiacetat so zu trennen, daß mit einem um mindestens 30% geringeren Energiebedarf gegenüber bekannten Lösungen die vom Wert und dem mengenmäßigen Anteil her wichtigen Komponenten Propylenoxid, Ameisensäure, Essigsäure, 1,2-Propylenglykol, Acetaldehyd, Methylformiat und Allylkohol in der für die weitere Verwendung geeigneten Reinheit gewonnen werden.

Wesen der Erfindung

Aufgabe der Erfindung ist es, ein Verfahren zur Destillation eines Gemisches mit 18 Komponenten zur Herstellung von Propylenoxid zu entwickeln, welches die obigen Bedingungen erfüllt.

Erfindungsgemäß wird die Aufgabe gelöst, indem durch destillative Trennung in Teilgemische, Abtrennung einzelner gewünschter Komponenten durch Destillation, Trennung azeotroper Gemische durch Extraktiv- oder Azeotropdestillation mit geeigneten Schleppmitteln die Abtrennung in der Weise erfolgt, daß durch Nutzung der Kondensationsenthalpie der Kopfproduktdämpfe aus mehreren Kolonnen als Sumpfheizung an mehreren Kolonnen eine erhebliche Energieeinsparung erzielt wird.

Die typische Zusammensetzung des zu trennenden Gemisches mit der im folgenden benutzten abgekürzten Bezeichnung der Komponenten von P 1 bis P 18 wird nachstehend angegeben:

P 1	Propylen	10 ... 13 Ma.-%
P 2	Acetaldehyd	1,5 ... 2,0 Ma.-%
P 3	Methylformiat	1,5 ... 2,5 Ma.-%
P 4	Propylenoxid	22 ... 26 Ma.-%
P 5	Acrolein	0,1 ... 0,2 Ma.-%
P 6	Aceton	1,5 ... 2,5 Ma.-%
P 7	Methylacetat	1,0 ... 1,7 Ma.-%
P 8	Methanol	1,2 ... 1,8 Ma.-%
P 9	Isopropanol	0,8 ... 1,2 Ma.-%
P 10	Allylalkohol	0,6 ... 0,8 Ma.-%
P 11	Wasser	7 ... 10 Ma.-%
P 12	Ameisensäure	6,5 ... 8,5 Ma.-%
P 13	Essigsäure	22 ... 26 Ma.-%
P 14	Propylenglykolmonoformiat	0,2 ... 0,5 Ma.-%
P 15	Propylenglykolmonoacetat	0,2 ... 0,5 Ma.-%
P 16	Propylenglykoldiformiat	0,1 ... 0,2 Ma.-%
P 17	1,2-Propylenglykol	0,01 ... 0,03 Ma.-%
P 18	Propylenglykoldiacetat	11 ... 14 Ma.-%

Die Angabe der vorstehenden Zusammensetzung des Gemisches erfolgte ohne Berücksichtigung des Lösungsmittels, das bei der Reaktion im Reaktor verwendet wird.

Das Verfahren unter Berücksichtigung der Gewinnung der Komponenten Propylenoxid, Ameisensäure, Essigsäure, 1,2-Propylenglykol, Acetaldehyd, Methylformiat und Allylalkohol erfordert 18 Destillationskolonnen. Bei 18 Destillationskolonnen ist theoretisch eine sehr große Zahl von Schaltungen der Kolonnen möglich. Unter Beachtung des Auftretens azeotroper Gemische und ihrer Trennung und der Abtrennung des Propylenoxids in möglichst wenigen Kolonnen infolge geringer thermischer Stabilität wird die Zahl der möglichen Schaltungen auf eine kleine Anzahl reduziert. Nachstehend wird das Verfahren mit 18 Kolonnen durch die Angabe der Zusammensetzung im Einlauf, Kopf und Sumpf jeder Kolonne gekennzeichnet, wobei diesem Verfahren eine typische Kombination der Kolonnen zugrunde liegt.

Kolonne 1:

Eintrittsprodukt P 1 bis P 18 aus dem Reaktor, Kopfprodukt P 2 bis P 11, Sumpfprodukt P 2 bis P 18.

Kolonne 2:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 1 und dem Kopf der Kolonne 12: P 2 bis P 11, Kopfprodukt P 2 bis P 4, Sumpfprodukt P 5 bis P 11.

Kolonne 3:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 1: P 2 bis P 18, Kopfprodukt P 2 bis P 13, Sumpfprodukt P 14 bis P 18.

Kolonne 4:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 2: P 2 bis P 4, Kopfprodukt P 2, Sumpfprodukt P 3 und P 4.

Kolonne 5:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 4: P 3 und P 4, Kopfprodukt P 3, Sumpfprodukt P 3 und P 4, Extraktivdestillation mit Hilfe eines Schleppmittels, z. B. n-Heptan, aus dem Sumpf der Kolonne 6.

Kolonne 6:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 5: Schleppmittel, P 3 und P 4, Sumpfprodukt Schleppmittel, Kopfprodukt P 3 und P 4.

Kolonne 7:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 6: P 3 und P 4, Zugabe von wäßriger NaOH-Lösung und Auswaschen von P 3, Kopfprodukt P 4, Sumpfprodukt Abwasser.

Kolonne 8:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 7: Kopfprodukt P 4, Sumpfprodukt Rückstand.

Kolonne 9:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 2: P 5 bis P 11, Kopfprodukt P 5 bis P 10, Sumpfprodukt P 10 und P 11.

Kolonne 10:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 9: P 10 und P 11, Kopfprodukt P 11 und Schleppmittel, Sumpfprodukt P 10.

Kolonne 11:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf von Kolonne 10: P 11 und Schleppmittel, Kopfprodukt Schleppmittel, Sumpfprodukt P 11.

Kolonne 12:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 3: P 2 bis P 13, Kopfprodukt P 2 bis P 11, Sumpfprodukt P 11 bis P 13.

Kolonne 13:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 12 und dem Sumpf der Kolonne 18: P 11 bis P 13, Kopfprodukt P 11, Sumpfprodukt P 12 und P 13.

Kolonne 14:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 13: P 12 und P 13, Kopfprodukt P 12, Sumpfprodukt P 13.

Kolonne 15:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 3: P 14 bis P 18. In der Kolonne 15 findet eine Rückveresterung mit Methanol (Reaktionsdestillation) statt. Kopfprodukt P 2, P 7 und P 8, Sumpfprodukt P 8 und P 17.

Kolonne 16:

Eintrittsprodukt aus dem Kopf der Kolonne 15: P 2, P 7 und P 8. Es findet mit Wasser eine Hydrolyse (Reaktionsdestillation) statt. Kopfprodukt P 8, Sumpfprodukt P 11 bis P 13.

Kolonne 17:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 15: P 8 und P 17, Kopfprodukt P 8, Sumpfprodukt P 17.

Kolonne 18:

Eintrittsprodukt aus dem Sumpf der Kolonne 16: P 11 bis P 13, Kopfprodukt P 11, Sumpfprodukt P 11 bis P 13.

Das Wesen der Erfindung besteht darin, daß für die Trennung des Eintrittsgemisches und die benutzten 18 Kolonnen gemäß vorstehender Darstellung zur Gewinnung von Propylenoxid, Ameisensäure, Essigsäure, Propylenglykol, Acetaldehyd, Methylformiat und Allylalkohol durch Verwendung geeigneter Kolonnendrücke und Beachtung der Enthalpieströme der Kopfprodukte und der benötigten Wärmeströme am Sumpf der Kolonnen ein Verfahren entwickelt wurde, bei dem der Kopfproduktdampf von Kolonne 1 mit 230 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 2 bei dem Druck 160 kPa verdampft, der Kopfproduktdampf von Kolonne 3 mit 70 kPa die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 12 bei dem Druck 100 kPa verdampft, der Kopfproduktdampf von Kolonne 14 mit 250 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 7 bei dem Druck 150 kPa verdampft, der Kopfproduktdampf von Kolonne 17 mit 5 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 4 bei dem Druck 300 kPa und die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 8 bei dem Druck 200 kPa verdampft, der Kopfproduktdampf von Kolonne 18 mit 260 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 13 bei dem Druck 100 kPa verdampft, der Kopfproduktdampf von Kolonne 9 mit 500 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 5 bei dem Druck 160 kPa und die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 11 bei dem Druck 100 kPa verdampft und der Kopfproduktdampf von Kolonne 10 mit 500 kPa Druck die Sumpfflüssigkeit von Kolonne 6 bei dem Druck 150 kPa verdampft.

Der Energiebedarf für die Destillation in 18 Kolonnen beträgt bei einer Produktion von 100 kt/a Propylenoxid und 8000 Betriebsstunden je Jahr ohne die erfindungsgemäße Lösung 359 GJ/h und bei der erfindungsgemäßen Lösung 209 GJ/h. Der Energiebedarf ist damit bei der erfindungsgemäßen Lösung um 41,8 % niedriger.

Ausführungsbeispiel

Die Erläuterung erfolgt mit Hilfe der Figuren a) bis h).

Figur a)

Schema für das gesamte Verfahren mit 18 Kolonnen zur Trennung eines Gemisches Propylen / Acetaldehyd / Methylformiat / Propylenoxid / Acrolein / Aceton / Methylacetat / Methanol / Isopropanol / Allylalkohol / Wasser / Ameisensäure / Essigsäure / Propylenglykolmonoformiat / Propylenglykolmonoacetat / Propylenglykoldiformiat / 1,2-Propylenglykol / Propylenglykoldiacetat durch Destillation zur Gewinnung von Propylenoxid, Ameisensäure, Essigsäure, 1,2-Propylenglykol, Acetaldehyd, Methylformiat und Allylalkohol.

Figur b)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 1 am Sumpf von Kolonne 2

Figur c)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 14 am Sumpf von Kolonne 7

Figur d)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 3 am Sumpf von Kolonne 12

Figur e)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 10 am Sumpf von Kolonne 6

Figur f)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 9 am Sumpf der Kolonnen 5 und 11

Figur g)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 17 am Sumpf der Kolonnen 4 und 8

Figur h)

Nutzung der Energie des Kopfproduktdampfes von Kolonne 18 am Sumpf von Kolonne 13.

Bei einer Produktion von 100 kt/a Propylenoxid bei 8000 Betriebsstunden je Jahr haben die 51,06 t/h Eintrittsgemisch folgende Zusammensetzung:

P 1	Propylen	5,86 t/h
P 2	Acetaldehyd	0,91 t/h
P 3	Methylformiat	1,01 t/h
P 4	Propylenoxid	12,50 t/h
P 5	Acrolein	0,07 t/h
P 6	Aceton	1,05 t/h
P 7	Methylacetat	0,69 t/h
P 8	Methanol	0,78 t/h
P 9	Isopropanol	0,51 t/h
P 10	Allylalkohol	0,36 t/h
P 11	Wasser	4,34 t/h
P 12	Ameisensäure	3,83 t/h
P 13	Essigsäure	12,17 t/h
P 14	Propylenglykolmonoformiat	0,17 t/h
P 15	Propylenglykolmonoacetat	0,17 t/h
P 16	Propylenglykoldiformiat	0,08 t/h
P 17	1,2-Propylenglykol	0,01 t/h
P 18	Propylenglykoldiacetat	6,55 t/h

Es soll Wasserdampf als Heizdampf mit folgenden Drücken 0,35 MPa, 0,74 MPa und 1,6 MPa zur Verfügung stehen. Der Heizdampf mit 0,74 MPa kann im Reaktor aus der Abführung der Reaktionsenthalpie erzeugt werden. Zwischen der Kondensationstemperatur des Heizmediums im Sumpf und der Siedetemperatur des zu verdampfenden Mediums wird eine Temperaturdifferenz von mindestens 10 K vorausgesetzt. Verdampfer können technisch auch mit einer kleineren Temperaturdifferenz bis 5 K bei entsprechender Heizfläche betrieben werden, so daß eine zusätzliche Sicherheit durch die Wahl von 10 K vorliegt. In Chemiebetrieben ist Wasserdampf mit Drücken von 0,35 und 1,6 MPa typisch, aber auch andere Drücke sind unter Beachtung der Temperaturdifferenz im Verdampfer möglich.

In Kolonne 1 wird das Gemisch aus dem Reaktor bei einem Druck von 230 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr zum Sumpf der Kolonne 1 beträgt 46,0 GJ/h und erfolgt mit Wasserdampf.

In Kolonne 2 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 1 bei einem Druck von 160 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 2 beträgt 36,7 GJ/h, wobei durch die Kondensation der Kopfproduktdämpfe aus Kolonne 1 33,2 GJ/h und 3,5 GJ/h durch Wasserdampf zugeführt werden, s. Figur b).

In Kolonne 3 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 1 bei einem Druck von 70 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 3 beträgt 35 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

In Kolonne 4 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 2 bei einem Druck von 300 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 4 beträgt 6,4 GJ/h, wobei diese Wärmeenergie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 17 zugeführt wird, s. Figur g); das Zielprodukt Acetaldehyd wird am Kopf der Kolonne 4 abgezogen.

In Kolonne 5 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 4 mit Hilfe eines Schleppmittels, z. B. n-Heptan, in ein Kopfprodukt Methylformiat und ein Sumpfprodukt bei einem Druck von 160 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 5 beträgt 17,8 GJ/h, wobei diese Wärmeenergie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 9 gedeckt wird, siehe Figur f).

In Kolonne 6 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 5 in ein schleppmittelfreies Kopfprodukt und ein Sumpfprodukt (Schleppmittel) bei einem Druck von 150 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 6 beträgt 12,9 GJ/h, wobei 7,4 GJ/h durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen der Kolonne 10 zugeführt werden und der Rest von 5,5 GJ/h durch Wasserdampf, siehe Figur e).

In Kolonne 7 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 6 eingeleitet. Durch Zugabe einer wäßrigen NaOH-Lösung wird im Kopf Roh-Propylenoxid erhalten, während der Rest im Sumpf anfällt. Der Druck in Kolonne 7 beträgt 150 kPa. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 7 beträgt 35,7 GJ/h, wobei 30,5 GJ/h durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 14 zugeführt werden und der Rest von 5,2 GJ/h durch Wasserdampf, siehe Figur c).

In Kolonne 8 wird das Kopfprodukt Roh-Propylenoxid aus Kolonne 7 in Reinpropylenoxid und Rückstand (Sumpfprodukt) bei einem Druck von 200 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 8 beträgt 9,2 GJ/h, wobei diese Energie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 17 zugeführt wird, siehe Figur g).

In Kolonne 9 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 8 bei einem Druck von 500 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 9 beträgt 28,1 GJ/h, wobei diese Energie durch Wasserdampf zugeführt wird.

In Kolonne 10 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 9 durch Azeotropdestillation mit einem Schleppmittel, z. B. Benzol, bei einem Druck von 500 kPa zerlegt. Am Sumpf wird das Produkt Allylalkohol abgezogen.

In Kolonne 10 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 9 durch Azeotropdestillation mit einem Schleppmittel, z. B. Benzol, bei einem Druck von 500 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 10 beträgt 8,3 GJ/h, wobei diese Energie durch Wasserdampf zugeführt wird.

In Kolonne 11 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 10 in das Kopfprodukt (Schleppmittel) und in ein Sumpfprodukt bei einem Druck von 100 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 11 beträgt 2,8 GJ/h, wobei diese Energie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 9 zugeführt wird, s. Figur g).

In Kolonne 12 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 11 bei einem Druck von 100 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 12 beträgt 33,3 GJ/h, wobei diese Energie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 3 zugeführt wird, s. Figur d).

In Kolonne 13 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 12 bei einem Druck von 100 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 13 beträgt 13,8 GJ/h, wobei diese Energie durch Kondensation von Kopfproduktdämpfen aus Kolonne 18 zugeführt wird, s. Figur h).

In Kolonne 14 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 13 bei einem Druck von 250 kPa in die Zielprodukte Ameisensäure und Essigsäure zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 14 beträgt 33,0 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

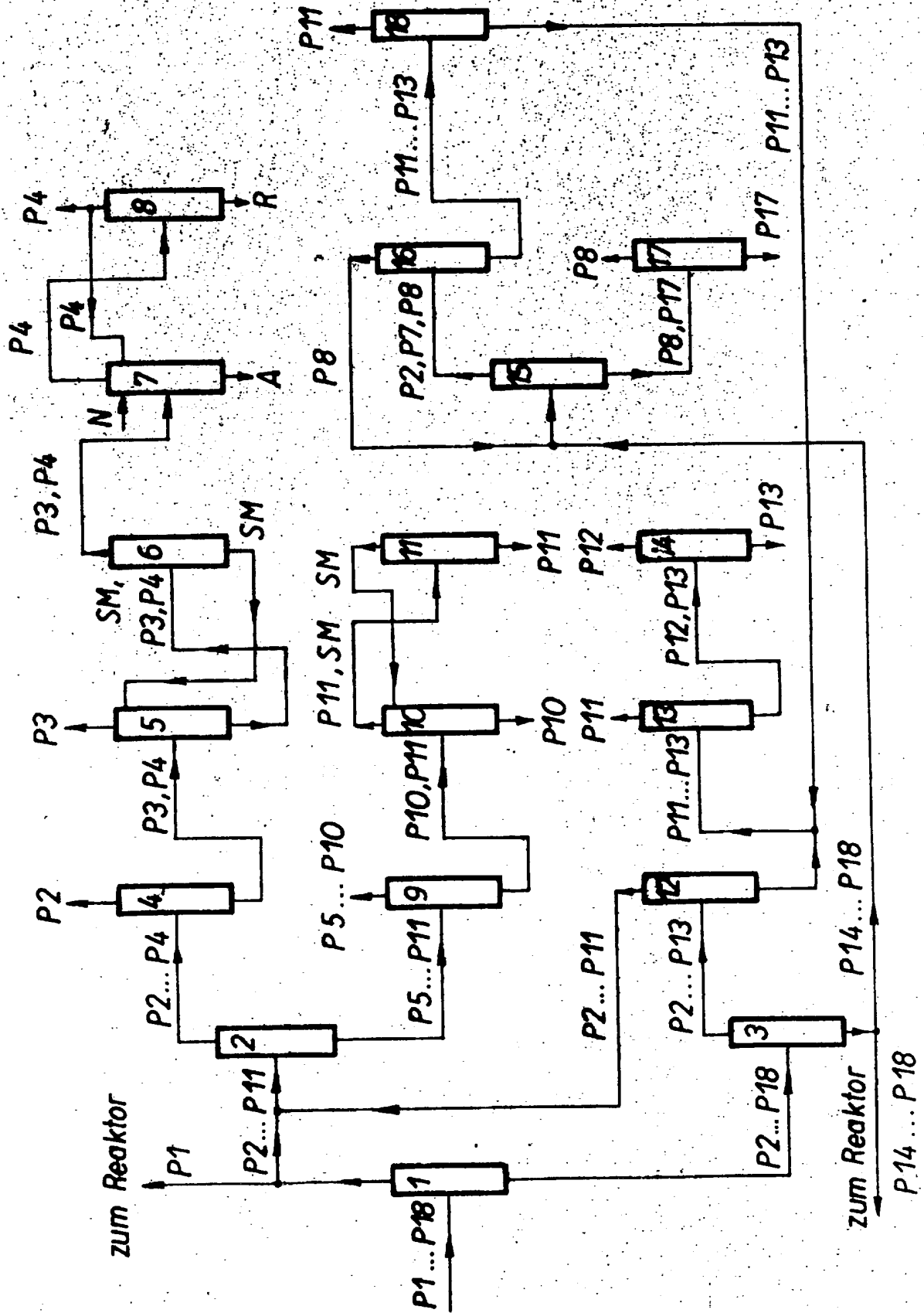
Der Kolonne 15 wird als Eintrittsprodukt das Sumpfprodukt aus Kolonne 3 und das Kopfprodukt der Kolonne 16 zugeführt. In Kolonne 15 erfolgt mit Methanol eine Rückveresterung. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 15 beträgt 7,8 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

In Kolonne 16 wird das Kopfprodukt aus Kolonne 15 zugeführt. Durch Hydrolyse (Reaktionsdestillation) entstehen ein Kopfprodukt und ein Sumpfprodukt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne beträgt 6,2 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

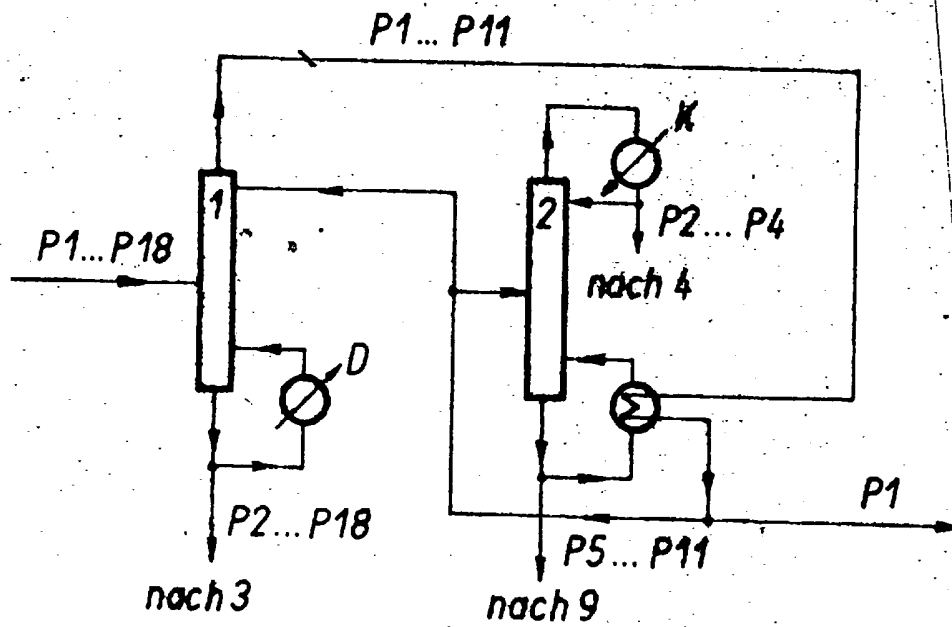
In Kolonne 17 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 15 bei einem Druck von 5 kPa zerlegt, wobei 1,2-Propylenglykol am Sumpf abgezogen wird. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 17 beträgt 17,3 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

In Kolonne 18 wird das Sumpfprodukt aus Kolonne 16 bei einem Druck von 260 kPa zerlegt. Die Wärmezufuhr am Sumpf der Kolonne 18 beträgt 9,8 GJ/h und erfolgt durch Wasserdampf.

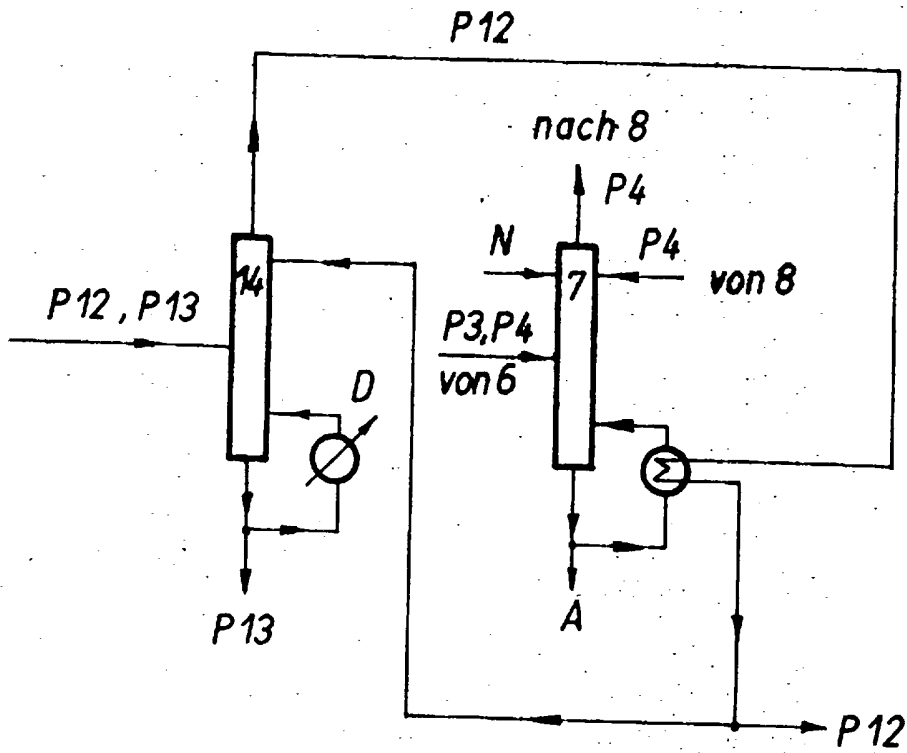
Der Energiebedarf am Sumpf aller 18 Kolonnen beträgt ohne Berücksichtigung der Nutzung der Energie der Kopfproduktedämpfe aus einigen Kolonnen 359 GJ/h. Durch die Nutzung des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 1 am Sumpf der Kolonne 2 (Figur b)), die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 14 am Sumpf der Kolonne 7 (Figur c)), die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 3 am Sumpf der Kolonne 12 (Figur d)), die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 10 am Sumpf der Kolonne 6 (Figur e)), die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 9 am Sumpf der Kolonnen 5 und 11 (Figur f)), die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 17 am Sumpf der Kolonnen 4 und 8 (Figur g)) und die Nutzung der Energie des Kopfproduktedampfes aus Kolonne 18 am Sumpf der Kolonne 13 (Figur h)) wird der Energiebedarf um 149,8 GJ/h gesenkt.



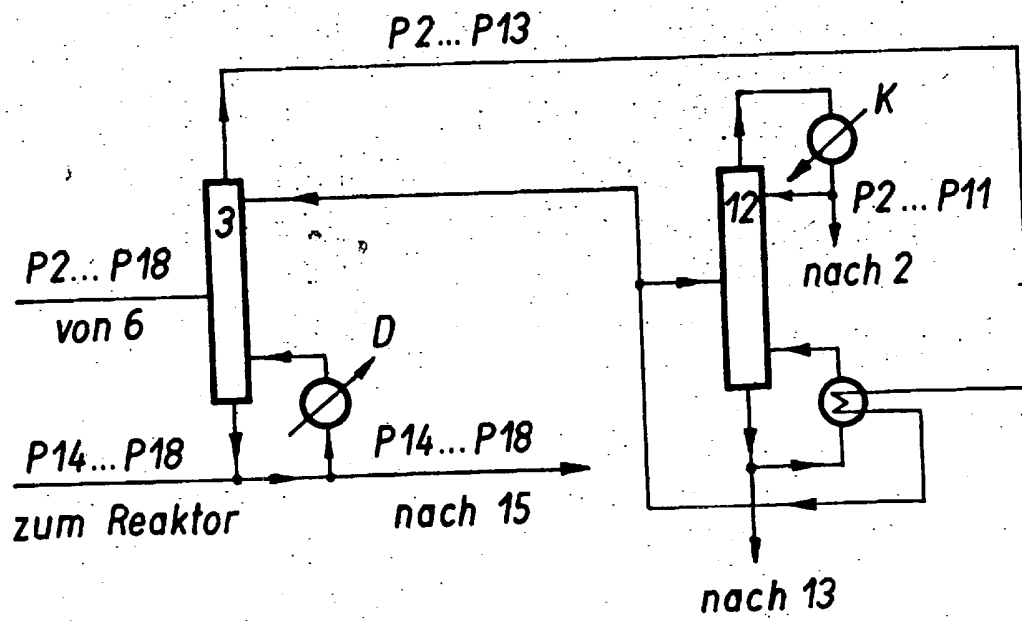
a)



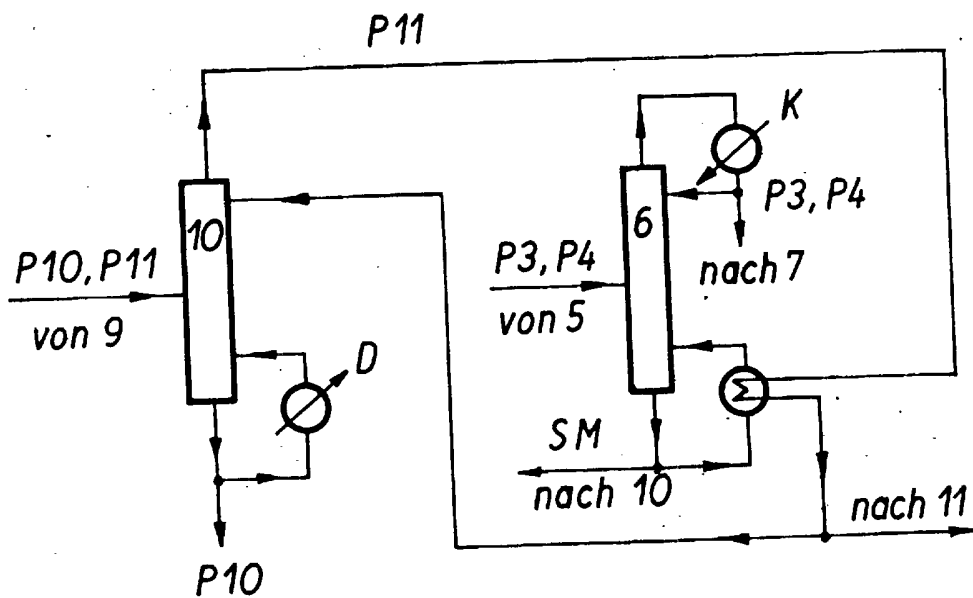
b)



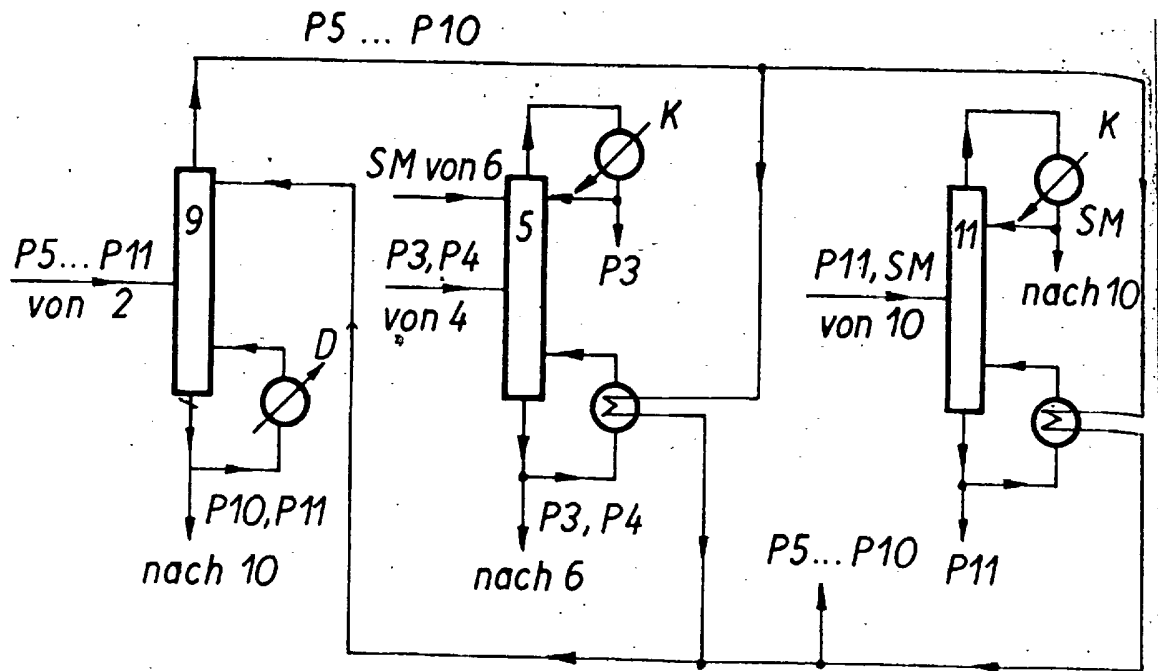
c)



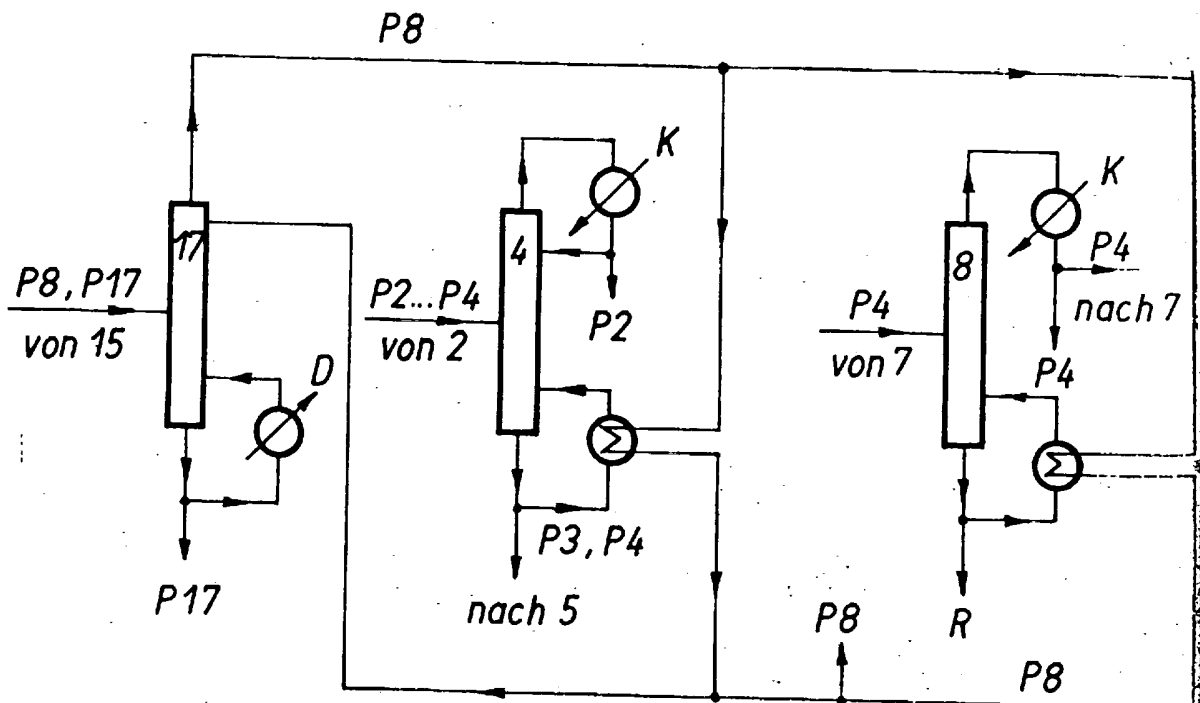
d)



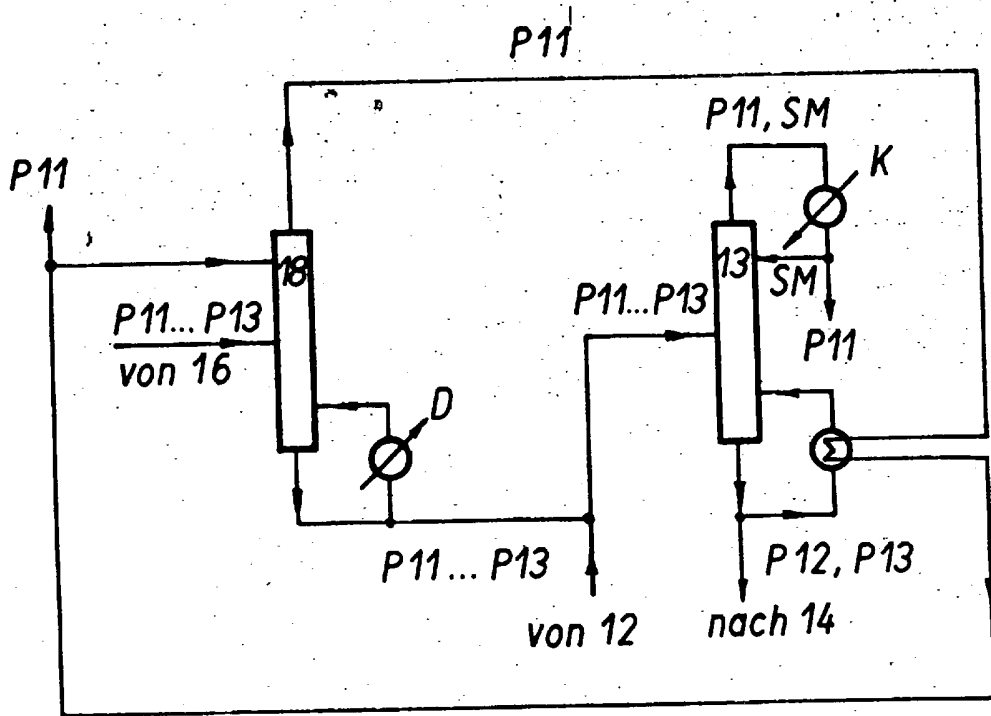
e)



f)



g)



h)