

24108

20

Über die Wirtschaftlichkeit  
der Wärmepumpe bei der  
Rektifikation.

Dr. Orlíček, Leuna

24109

Dr. Orlicek  
Nr 24 b

Leuna-Werke, den 15.3.1943

Über die Wirtschaftlichkeit der Wärmepumpe  
bei der Rektifikation.

—=000=—

- 1.) Allgemeine und theoretische Betrachtungen
- 2.) Trennung eines Gemisches von Propan-Propylen durch Rektifikation
- 3.) Zusammenfassung

—=000=—



411

Über die Wirtschaftlichkeit der Wärmepumpe bei der Rektifikation

I. Allgemeine und theoretische Betrachtungen

Es ist bekannt, daß die Schwierigkeit der Stofftrennung durch Destillation bzw. Rektifikation und damit auch der Aufwand in apparativer Hinsicht und der Wärmebedarf um so größer wird, je näher die Siedepunkte der zu trennenden Stoffe beieinander liegen. Diese Erscheinung geht darauf zurück, daß wir gezwungen sind, mit abnehmender Siededifferenz der Komponenten (also dann wenn der Quotient aus den Dampfdrücken der Komponenten gegen 1 konvergiert) einen steigenden Bruchteil des Überkopfproduktes als Rücklauf in die Kolonne zurückzuführen. Je öfter aber die zu trennenden Stoffe den Kreislauf zwischen Verdampfer und Kondensator vollführen müssen, um so höher wird die für 1 kg des zu trennenden Gemisches im Verdampfer aufzuwendende Wärme; diese Verhältnisse veranschaulicht das anliegende Blatt Sk 250144. Es ist in diesem Diagramm der für die Gewinnung eines 99,1igen Kondensatorproduktes aus einem 50,1igen Gemisch erforderliche Mindestrücklauf in Abhängigkeit von dem mit  $\mathcal{L}$  bezeichneten Quotienten aus den Dampfdrücken der reinen Komponenten aufgetragen. Betreibt man, um den apparativen Aufwand jeweils der Schwierigkeit der Trennung anzupassen, die Kolonne stets mit dem doppelten Mindestrücklauf und setzt man <sup>1)</sup> für die zu trennenden Stoffe eine Verdampfungswärme von 80 kcal/kg ein, so sind je kg Gemisch die auf der rechten Ordinate aufgetragenen Wärmebeträge für die Trennung aufzuwenden. (In diesen Wärmebeträgen ist weder die Anwärmung des Gemisches auf die Kolonnentemperatur noch die Verlustwärme beinhaltet.)

Andererseits hat schon Gibbs gezeigt, daß die theoretische Mindestarbeit für die Trennung zweier Gase oder Dämpfe sich als die Arbeit ergibt, die notwendig ist, jede der Komponenten von ihrem Partialdruck im Gemisch isotherm und verlustfrei auf den Gesamtdruck des Systems zu komprimieren. <sup>2)</sup> Benennt man  $L_{min}$  die theoretische Mindestarbeit für die Trennung,  $P$  den Gesamtdruck,  $p_1$  und  $p_2$  die Partialdrücke und  $V$  das Volumen, so erhält man

$$L_{min} = \int_{p_1}^P V dp + \int_{p_2}^P V dp$$

und wenn das ideale Gasgesetz gilt nach der Integration

$$pV = RT \quad ; \quad L_{min} = V \left[ p_1 \ln \frac{P}{p_1} + p_2 \ln \frac{P}{p_2} \right]$$

Man ersieht daraus ohne weiteres, daß die ideale Mindestarbeit für die Trennung von 1 Mol eines Gemisches bei gegebener Zustandsgleichung nur von der Konzentration der Komponenten der Mischung abhängt, nicht aber von der Differenz ihrer Kondensationspunkte oder anderen Eigenschaften. Zunächst scheint es also, daß ein prinzipieller Unterschied zwischen den Idealprozessen nach Gibbs und der technischen Trennung durch Rektifikation besteht, und in der Natur des Rektifikationsprozesses an sich begründet ist. <sup>3)</sup> Wie sich nun durch eine einfache thermodynamische Überlegung beweisen läßt, ist der erhebliche Anstieg des Wärmebedarfes aber nicht mit einer annähernd so großen Änderung des Energiebedarfes verknüpft. Diese scheinbare Diskrepanz ist dadurch bedingt, daß wir einmal den Wärme-

+) bei der Rektifikation

- 1.) wie es etwa leichten Kohlenwasserstoffen entsprechen würde,
- 2.) Gibbs hat diesen Idealprozess durch das bekannte und sehr anschauliche Gedankenexperiment erläutert, bei dem die Kompression unter Verwendung von Kolben ausgeführt sind, die jeweils nur für den einen der Stoffe durchlässig (semipermeabel) sind.
- 3.) Außer Betracht bleiben soll hier eine gewisse Abweichung im Energiebedarf, die von vornherein erwartet werden muß, da jeder tatsächlich verlaufende Prozess mehr oder weniger irreversibel ist.

einmal den Energiebedarf betrachtet haben.

Es kann aber nicht etwa nach dem 1. Hauptsatz die der Wärme äquivalente Energie berechnet werden, denn bei der Rektifikation wird die aufgewendete Wärme (die sich beispielsweise im verbrauchten Heizdampf ausdrückt) ja nicht "verbraucht" sondern nur in ihrem Niveau von der Temperatur des Verdampfers auf die des Kondensators abgesenkt. Unter Energiebedarf ist vielmehr die (mechanische) Energie zu verstehen, die nach dem 2. Hauptsatz dazu notwendig ist, die Degradation der Wärme aufzuheben, d.h. die im Kondensator verfügbare Wärme etwa unter Benutzung einer Wärmepumpe wieder auf das Niveau des Verdampfers zu heben.

Es ist nun eine eigentümliche und für den vorliegenden Fall besonders wichtige Eigenschaft der Wärmepumpe, daß ihr Wirkungsgrad mit fallender Temperaturdifferenz (hier also mit kleiner werdender Differenz der Siedepunkte der zu trennenden Komponenten) erheblich ansteigt. Der Wirkungsgrad ist dabei definiert als der Quotient aus der geförderten Wärme gebrochen durch die aufgewandte mechanische Arbeit. Dieser Quotient kann bei hinreichend kleiner Temperaturdifferenz wesentlich über 1 anwachsen und muß, wie eine einfache Überlegung ergibt, für die Temperaturdifferenz Null sogar den Wert Unendlich annehmen. (Vergleiche Kurvenblatt 250145) Bei der Rektifikation ist nun gerade dann, wenn das Rücklaufverhältnis sehr groß gewählt werden muß, also auch der Wärmebedarf sehr groß ist, die Temperaturdifferenz zwischen Verdampfer und Kondensator relativ klein, daher bleibt in diesem Bereich des großen Wirkungsgrades der Wärmepumpe aber die für den Transport der Wärme notwendige Energie annähernd konstant.

Wir gelangen also zu dem etwas unerwarteten Ergebnis, daß die für die Rektifikation aufzuwendende Wärmemenge, die mit fallender Differenz im Siedepunkt der Komponenten beträchtlich anwächst, durch einen annähernd konstant bleibenden (mechanischen) Energiebetrag ersetzt werden kann.

Bevor auf die technische Seite dieser Tatsache eingegangen wird, soll ihre Richtigkeit durch quantitative Betrachtungen anhand einiger Beispiele bewiesen werden. 4) Für die Beispiele wurden als Stoffe bzw. Stoffpaare aliphatische Kohlenwasserstoffe gewählt, weil diese Stoffe technisch interessant und weil auch ihre physikalischen Eigenschaften literaturbekannt sind. Innerhalb einer homologen Reihe konnten ferner am leichtesten Stoffpaare gefunden werden, die sich im wesentlichen nur in Bezug auf die Differenz des Siedepunktes ihrer Komponenten unterscheiden.

Zunächst wurde für einige binäre Gemische der Zusammenhang zwischen Siededifferenz und Quotienten aus der Dampfspannung der reinen Komponenten aufgesucht. Diese Werte sind auf Blatt Sk 250143 graphisch und tabellarisch dargestellt.

Aus diesen Angaben konnte, zusammen mit den auf Blatt Sk 250144 dargestellten Werten der gesuchte Zusammenhang zwischen der für die Trennung eines binären Gemisches durch Rektifikation notwendigen Wärme und der Differenz aus den Siedepunkten der Komponenten ermittelt werden. Diesen Zusammenhang Siededifferenz-Wärmebedarf zeigt Kurve I des Blattes Sk 250146. Setzt man nun voraus, daß der adiabatische Wirkungsgrad des Kompressors, der als Wärmepumpe verwendet wird,

- 4.) Es wird darauf verzichtet, diesen Gedankengang allgemein thermodynamisch und formelmäßig zu beweisen, da einem solchen Beweis, selbst bei weitgehender Vereinfachung der Annahmen, wobei deren Zulässigkeit selbst erst wieder zu beweisen wäre, die Anschaulichkeit mangelt und sich der Sachverhalt klarer darstellen läßt, wenn er anhand von Beispielen erläutert wird.

0,7 ist und daß ferner die Temperaturdifferenz über die die Wärmepumpe zu fördern hat um  $5^{\circ}\text{C}$  größer ist als die Differenz zwischen Kondensator- und Verdampfer-temperatur, dann kann man aus den Angaben des Blattes Sk 250145 und der Kurve I (Sk 250146) den Bedarf an mechanischer Energie für die unter Benutzung einer Wärmepumpe ausgeführte Rektifikation berechnen. Diese Berechnung wurde für den Einsatz eines 50%igen Gemisches und die Gewinnung 99%iger Produkte im Sumpf bzw. Kopf der Kolonne und für eine Siededifferenz der Komponenten von  $5-100^{\circ}\text{C}$  ausgeführt. Das Ergebnis stellt Kurve II auf Blatt Sk 250146 dar. Wie man sieht, nimmt der Energiebedarf mit fallender Siededifferenz nur wenig zu, 5) entspricht also durchaus der aus dem Gibbschen Idealprozess abgeleiteten Forderung.

Aus dem Verlauf der Kurven kann man ersehen, daß im Gebiet kleiner Siededifferenzen die Wärmepumpe wegen ihres kleinen Energiebedarfes der Heizung mit Dampf sehr stark überlegen ist. Wie weiter unten gezeigt wird, besteht diese Überlegenheit auch noch bei extrem niedrigen Preisen für die kalorische Energie also für den Dampf; unter Verhältnissen also bei denen sonst die Anwendbarkeit von Wärmepumpen nicht mehr zweckmäßig ist.

Würde man die Maßstäbe der Energie bzw. Wärmetleitung auf der Ordinate des Blattes Sk 250146 so wählen, daß sie sich zueinander wie die Preise für Strom und Heißdampf verhalten, dann könnte man aus der Lage des Schnittpunktes der Kurven I und II die Siededifferenz ermitteln, unter der die Rektifikation mit Verwendung der Wärmepumpe günstiger ist. Bei dieser Schätzung blieben allerdings die Anlagekosten unberücksichtigt, die bei einer Anlage mit Wärmepumpe naturgemäß höher liegen. Der Energiebedarf hängt auch noch, allerdings in geringerem Maße, von den thermodynamischen Eigenschaften der zu trennenden Stoffe ab, (Abweichung der effektiven Kompressionsarbeit von der idealen) und schließlich wäre noch zugunsten der Wärmepumpe zu berücksichtigen, daß kein Kühlwasser verbraucht wird, sodaß man hinsichtlich der Kondensatortemperatur an keine untere Grenze gebunden ist und den Kolonnendruck frei wählen kann.

Um zu zeigen, wie sich diese teilweise gegenläufigen Einflüsse auf die Kosten für die Stofftrennung auswirken, wird im anschließenden 2. Teil des Berichtes eine mit Wärmepumpe arbeitende Rektifikationsanlage, Energie- und anlagekostenmäßig geschätzt und mit einer Anlage verglichen, bei der die Trennarbeit durch kalorische Energie (Dampfheizung) gedeckt wird. Um die Überlegenheit der Wärmepumpe eindringlich vor Augen zu führen, wurde die Rechnung für die Trennung von Propan-Propylen durchgeführt, den Fall einer relativ schwierigen Trennung also, die bereits der Grenze nahe kommt, die der technischen Rektifikation von apparativer Seite gezogen ist.

## II. Trennung eines Gemisches von Propan-Propylen durch Rektifikation

Die Anlage wurde für die Gewinnung von 3 stuto 99,5%iges Propylen aus einem 35%igen Propylen-Propan-Gemisch ausgelegt. Die Reinheit des Propan wurde ebenfalls mit 99,5% vorgesehen. Bei einem Rücklaufverhältnis von 1:30 war für die Trennung eine theoretische Bodenzahl von 43 in der Abtriebsäule und 50 in der Verärkerersäule notwendig. (Siehe Berechnung im Thiele Mc Cabe-Diagramm Sk 250147) Vorgesehen wurden Kolonnen mit 130 Poppsiebblöden (entsprechend einem Bodenwirkungsgrad von 71,5 %); der Bodenabstand wurde mit 200 mm festgelegt.

5.) Die noch vorhandene relativ kleine Abhängigkeit geht zum Teil darauf zurück, daß die effektive Temperaturdifferenz zwischen Verdampfer und Kondensator um  $5^{\circ}\text{C}$  größer angenommen wurde als die Siededifferenz ist (dieser Einfluß fällt mit kleiner werdender Siededifferenz mehr ins Gewicht), zum Teil ist die Abhängigkeit durch den von der Kettenlänge verursachten Gang der physikalischen Eigenschaften der Kohlenwasserstoffe bedingt.

Bei der Bestimmung des Kolonnenquerschnittes wurde die zulässige Dampfgeschwindigkeit nach der üblichen Formel

$$v_{\text{zul.}} = k \sqrt{\frac{T \cdot d}{M \cdot P}} \text{ cm/sek}$$

berechnet, wobei für die Konstante der Wert 30 eingesetzt wurde. Die maximale Flüssigkeitsbelastung der Kolonnen wurde mit 30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>h festgelegt.

Der Preis der Destillationskolonnen, Verdampfer und Wärmetauscher wurde über das Gewicht errechnet, die Kompressoren und Motoren über die Leistung, wobei feste Zuschläge für Rohrleitungen, Meß- und Regleinrichtungen, Isolierung, Podeste, Fundament, Gebäude, Montage und Unvorhergesehenes hinzugerechnet wurden.

Bei der zahlenmäßigen Berechnung der Kosten wurde angenommen, daß elektrische Energie 1,2 Rpfg.<sup>7)</sup>, Kühlwasser 1 Rpfg./cbm und Niederdruckdampf 2,80 RM/t kosten. Die Nutzwärme des Dampfes wurde einheitlich mit 500 WE/kg in Rechnung gesetzt. Es wurde ferner angenommen, daß die Anlage mit 10 % amortisiert wird, während für Reparaturkosten 3 % des Anlagekapitals eingesetzt wurden.

Die bei der Rechnung benutzten physikalischen Daten von Propan-Propylen sind in der nachstehenden Tabelle I zusammengefaßt.

Betr. Druck ata	Temperaturen °C					Verdampf- wärme		Kondensat.- wärme WE/kg			Spez. Gewicht d. Flüssigkeit am Siedepunkt		Spez. Volumen d. Flüssigkeit am Siedepunkt	
	in Kolonne		in Verdampfer bei Δt =			WE/kg		bei Δt =			C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
	Kopf	Sumpf	2°	5°	10°	Kopf	Sumpf	2°	5°	10°				
3	-19	-14	-12	-9	-4	96	95	94	93	91,5	0,57	0,54	1,75	1,84
7,5	+12	+16	+18	+21	+26	86	85	84	83	81	0,53	0,51	1,81	1,97
20	48,5	56	58	61	66	70	66	65	62,5	59	0,465	0,44	2,15	2,28
30	68	76	78	81	86	57	50	48	45	39	0,42	0,39	2,37	2,54

Molvolumen von C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> = 21,96 Nm<sup>3</sup>  
 " " " C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> = 21,82 Nm<sup>3</sup>

Für die Konstruktion der Gleichgewichtskurve im Thiele-Mo-Cabe-Diagramm wurden experimentelle und rechnerische Werte benutzt. 6)

Beschreibung der Trennanlage mit Wärmepumpe

Der schematische Aufbau der Anlage geht aus dem Schem. Sk-250148 hervor.

Die Arbeitsweise ist folgende: Die den Kopf der Kolonne verlassenden Dämpfe werden durch einen Kompressor angesaugt und etwa im Verhältnis 1:1,30 komprimiert. Dadurch

6.) Die Lage der Gleichgewichtskurve ist dabei durch Angabe des Zahlenwertes des Quotienten aus den Fugazitäten α definiert, für den folgende Werte gefunden wurden:

- Nach dem Dampfdruck-Diagramm, Zeichnung M-4580-1, (ohne Berücksichtigung des Unterschiedes zwischen Partialdruck und Fugazität) α = 1,177
  - aus den Fugazitäten nach amerikanischen Unterlagen α = 1,15
  - nach Laborversuchen von Herrn Dr. Wetzel I (analytisches Labor) α = 1,2
  - nach Laborversuchen von Herrn Dr. Novotny (Hauptlabor) α = 1,16.
- Die Versuche wurden bei einer Konzentration von etwa 50 Mol-% und bei einem Druck von etwa 10 Atmosphären durchgeführt. Für die Berechnung wurde der Quotient α mit 1,15 eingesetzt.

+) je kWh

wird der Kondensationspunkt des Kopfproduktes soweit heraufgesetzt, daß er über dem Siedepunkt des Sumpfproduktes liegt, sodaß die Kondensationswärme des Kopfproduktes im Wärmeaustauscher auf das Sumpfprodukt übertragen werden kann, das dadurch verdampft. Das verflüssigte, aus dem Austauscher abgezogene Kopfprodukt wird zum Teil entspannt und als Rücklauf auf die Kolonne gegeben. Bei der Entspannung kühlt sich die Flüssigkeit auf die Kopftemperatur der Kolonne ab und ein der fühlbaren Wärme entsprechender Teil der Flüssigkeit verdampft und wird neuerlich vom Kompressor angesaugt. Die Wärmeverluste werden von einer zusätzlichen Heizung gedeckt. Der Wärmeverbrauch ist hierfür verschwindend klein.

Um den wirtschaftlichsten Betriebspunkt der Rektifikation mit Wärmepumpe festzustellen, wurde die Anlage für folgende Betriebsbedingungen berechnet:

- 1.) Temperaturdifferenz im Austauscher 2, 5 und 10°C,
- 2.) Kolonnendruck 3, 7,5, 20 und 30 ata.

Die Heizflächen des Wärmeaustauschers wurden unter Zugrundelegung einer Wärmedurchgangszahl von 600 WE/m<sup>2</sup>h°C berechnet und 20 % Sicherheit zugeschlagen. Für die einzelnen Betriebsverhältnisse ergeben sich die in Tabelle II zusammengefaßten Werte.

Tabelle II

Temperaturdifferenz im Austauscher	$\Delta t = 2^\circ \text{C}$			
Betriebsdruck in ata	3	7,5	20	30
Aufzuwendende Verdampferwärme WE/h	8920000	8000000	6500000	5300000
Zusatzwärme für Abstrahlung WE/h			100000	120000
Heizflächen für Austauscher m <sup>2</sup>	7440	6670	5420	4410
Zusatz m <sup>2</sup>			2	2
eff. Ansaugvolumen des Gebläses m <sup>3</sup> /h	15600	7000	2960	2090
Kompress. Verhältnis	1,3	1,265	1,225	1,21
Leistungsaufnahme in kW	647	665	825	1019

Temperaturdifferenz im Austauscher	$\Delta t = 5^\circ \text{C}$			
Betriebsdruck in ata	3	7,5	20	30
Aufzuwendende Verdampferwärme WE/h	8920000	8000000	6500000	5300000
Zusatzwärme für Abstrahlung WE/h			100000	120000
Heizflächen für Austauscher m <sup>2</sup>	2970	2670	2165	1765
Zusatz m <sup>2</sup>			2	2
eff. Ansaugvolumen des Gebläses m <sup>3</sup> /h	15600	7000	2960	2090
Kompress. Verhältnis	1,43	1,36	1,30	1,27
Leistungsaufnahme in kW	733	875	1078	1315

Temperaturdifferenz im Austauscher	$\Delta t = 10^\circ C$			
Betriebsdruck in ata	3	7,5	20	30
Aufzuwendende Verdampferwärme WE/h	8920000	8000000	6500000	5300000
Zusatzwärme für Abstrahlung WE/h			100000	120000
Heizflächen für Austauscher $m^2$	1485	1335	1080	885
Zusatz $m^2$			2	2
eff. Ansaugvolumen des Gebläses $m^3/h$	15600	7000	2960	2090
Kompress. Verhältnis	1,69	1,55	1,44	1,39
Leistungsaufnahme in kW	1370	1610	1875	2260

Bei der Berechnung der Leistungsaufnahme der Wärmepumpe wurde davon ausgegangen, daß normale listentypische Turbo-Kompressoren mit 3000 U/min. verwendet werden. Dadurch ergab sich zum Teil eine hohe Stufenzahl und damit ein etwas niedrigerer Wirkungsgrad. Würde man die Gebläse für die geforderte Leistung gesondert auslegen, dann wäre es möglich, in allen Fällen mit 2 Stufen auszukommen. Für den Antrieb der Gebläse wurden Hochspannungsmotoren vorgesehen. Wäre es bei der Erstellung der Anlage möglich, Gegendruckdampfturbinen zu verwenden, so könnte dadurch eine beträchtliche Verbesserung erzielt werden, da einerseits beliebige Drehzahlen ohne Zwischenschaltung eines Getriebes erreichbar wären und andererseits die Energiekosten gesenkt würden. Für die bei den verschiedenen Anordnungen notwendigen Kolonnenquerschnitte ergeben sich die in Tabelle III zusammengefaßten Werte.

Tabelle III

Betriebsdruck in ata		3	7,5	20	30
Dampfgeschwindigkeit in m/sek.	am Kopf	0,32	0,21	0,13	0,10
	am Sumpf	0,31	0,20	0,12	0,095
Flüssigkeitsmenge in m <sup>3</sup> /h	am Kopf	158	170	193,5	214
	am Einlauf	178	190	219	244
	am Sumpf	185	197	237	287
Kolonnenquerschnitt aus der Dampfbelastung in m <sup>2</sup>	am Kopf	13,52	9,25	6,34	5,81
	am Sumpf	14,00	9,72	6,85	6,12
Kolonnenquerschnitt aus der Flüssigkeitsbelastung in m <sup>2</sup>	am Kopf	5,27	5,66	6,45	7,13
	am Einlauf	5,93	6,33	7,30	8,13
	am Sumpf	6,17	6,57	7,90	9,58
Durchmesser der Verstärkersäule in mm		3x2400	2x2400	2x2000	2x2200
Durchmesser der Abtriebsäule in mm		3x2500	2x2500	2x2200	2x2500

Die Leistung für die Einpritz- und Rücklaufpumpen wurde mit folgenden Werten eingesetzt:

3	ata Betriebsdruck	22 kW,
7,5	" " "	24 kW,
20	" " "	30 kW,
30	" " "	35 kW.

Die Anlage- und Betriebskosten können der anliegenden Zusammenstellung Tabelle V entnommen werden. Auf Kurvenblatt Sk 250149 werden ferner die Rektifikationskosten für die Gewinnung 1 t Propylen in Abhängigkeit vom Betriebsdruck und der Temperaturdifferenz im Austauscher aufgetragen. Man ersieht aus den Kurven, daß der gün-



stigste Betriebsdruck etwa 9 ata beträgt. Für diesen Druck sind auf dem gleichen Blatt die Rektifikationskosten in Abhängigkeit von der Temperaturdifferenz im Austauscher aufgetragen. Der wirtschaftlichste Betriebsdruck bei 9 ata Kolonnendruck liegt bei 5<sup>o</sup> Temperaturdifferenz im Austauscher. Unter diesen Verhältnissen betragen die Kosten für die Gewinnung von 1 t Propylen RM 8,20.

#### Vergleich mit einer Anlage für die Rektifikation unter Verwendung von Dampf als Heizmittel.

Die Unterlagen der Kostenberechnung waren die gleichen wie bei der Berechnung der Anlage mit Wärmepumpe. Die Heizflächen wurden mit einer Wärmedurchgangszahl von 1000 WE/m<sup>2</sup>h°C, die Kühlflächen mit einer solchen von 400 WE/m<sup>2</sup>h°C errechnet. Auf die Flächen wurde ein Sicherheitszuschlag von 20 % gemacht. Für die Rektifikation wurden die Verhältnisse bei 20 und 30 Atmosphären Kolonnendruck betrachtet. (Vergleiche Tabelle IV.)

Tabelle IV

Betr. Druck ata	Verd. Wärme WE/h	Heizfläche m <sup>2</sup>	Kondenswärme WE/h	Kühlfläche m <sup>2</sup>	Strom kW
20	6500000	110	5800000	750	30
30	5300000	130	4180000	290	35

Auf niedrigere Drücke konnte der Vergleich nicht <sup>erstreckt</sup> errechnet werden, weil entsprechend tiefere Kondensatortemperaturen nicht mit Kühlwasser erreichbar sind. Auch das Ergebnis dieser Berechnung ist auf Tabelle V zusammengestellt.

Die Kosten für die Abtrennung 1 t Propylen betragen bei 20 ata RM 18,27,  
bei 30 ata RM 15,82. 7)

#### Zusammenfassung:

Es wird die Anwendbarkeit der Wärmepumpe für die Durchführung der Stofftrennung durch Rektifikation eingehend diskutiert und auf Grund thermodynamischer Erwägungen deren wirtschaftliche Grenze ermittelt. Es zeigt sich, daß die Trennung von Stoffen mit kleiner Differenz im Siedepunkt unter Verwendung einer Wärmepumpe besonders wirtschaftlich durchgeführt werden kann. Neben dem kleinen Energieverbrauch ist es ein besonderer Vorteil, daß dabei kein Bedarf an Kühlwasser auftritt.

Inband eines Beispiels, nämlich der Abtrennung von Propylen aus einem Propan-Propylen-Gemisch werden die Anlage- und Energiekosten einer Trennanlage mit Wärmepumpe mit den Kosten verglichen, die für die Rektifikation bei Beheizung mit Dampf aufzuwenden sind. In einer Trennanlage mit Wärmepumpe stellen sich die Kosten zur Gewinnung von einer t Propylen auf RM 8,20, während bei der Beheizung der Rektifikationskolonne mit Dampf die Abtrennung von 1 t Propylen RM 16,-- bis RM 18,-- kostet.

*M. O. ...*

7) Wie Betriebsergebnisse aus jüngster Zeit zeigen, sinkt die Belastbarkeit von Rektifizierkolonnen bei derartig hohen Drucken vielfach unter die formelmäßig zu erwartende Belastbarkeit. Durch diese Erscheinung würden die Kosten bei den hohen Betriebsdrucken erheblich höher sein, als oben angegeben. Das Gesagte gilt naturgemäß auch für die Rektifikation unter Verwendung einer Wärmepumpe.

Zusammenstellung der Kosten für etw. 3000 kg Destillat

Seite 7

Anlagekosten RM

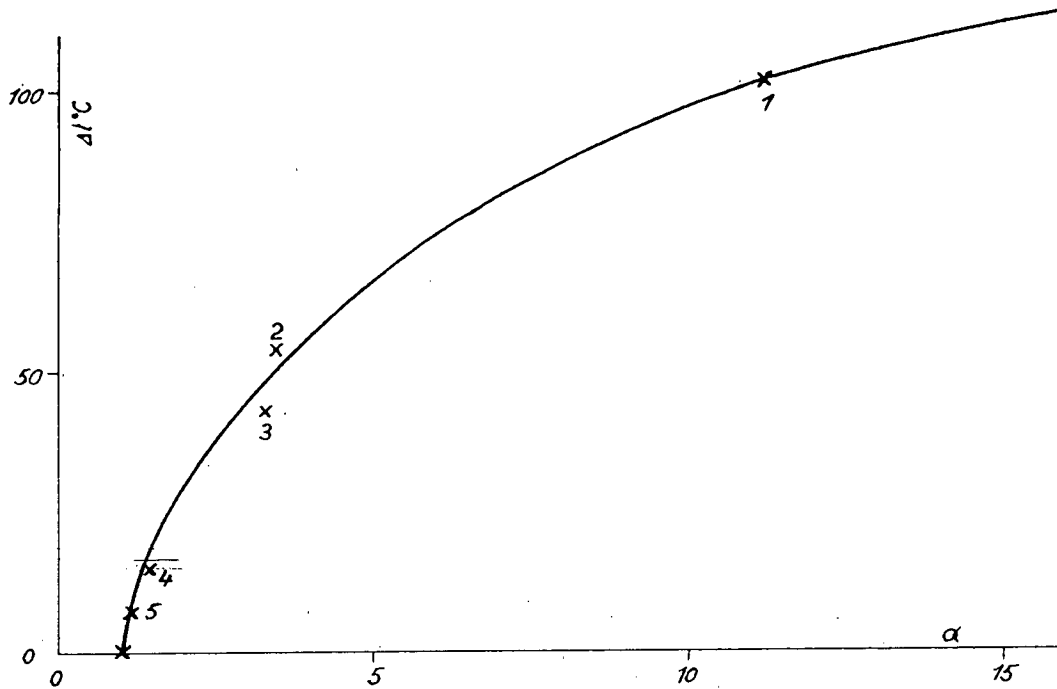
St. im Anst.	Betr. Dr. sta	Anlagekosten RM			Jährliche Betriebskosten RM							Destillationskosten je t C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> RM
		1 Kolonnen	2 Amst.+zus. Heiz.	3 Wärmepumpe	1-3 Gesamt	4 Amort.+Rep.	5 Strom	6 Dampf	4-6 Gesamt			
2 0	3	990 000	310 000	61 000	1361 000	176 950	64 224	-	241 154	-	10,05	
	7.5	700 000	285 000	53 000	1038 000	134 940	66 144	-	201 084	-	8,38	
	20	780 000	230 000	58 000	968 000	126 544	82 080	20 600	227 224	-	9,64	
	30	780 000	174 000	67 000	1021 000	132 730	101 184	37 632	271 546	-	11,31	
5 0	3	990 000	140 000	64 000	1194 000	155 220	72 480	-	227 700	-	9,48	
	7.5	700 000	130 000	64 000	894 000	116 220	86 304	-	202 524	-	8,44	
	20	790 000	97 500	68 000	865 500	112 515	106 368	31 360	250 343	-	10,43	
	30	780 000	77 500	77 000	934 500	121 485	129 600	50 176	301 261	-	12,55	
10 0	3	990 000	78 000	89 000	1157 000	150 410	133 632	-	284 042	-	11,84	
	7.5	730 000	75 000	91 000	866 000	112 580	156 864	-	269 444	-	11,22	
	20	700 000	52 000	97 000	849 000	110 370	182 080	45 696	328 946	-	14,11	
	30	780 000	37 000	105 400	922 400	119 932	226 326	52 864	399 096	-	16,38	

Anlagekosten RM

Betr. Dr. sta	Anlagekosten RM			Jährliche Betriebskosten RM							Destillationskosten je t C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> R
	1 Kolonnen	2 Verdampfer	3 Kondensator	1-3 Gesamt	4 Amort.+Rep.	5 Dampf	6 Strom	7 Wasser	4-7 Gesamt		
20	700 000	11 000	31 500	752 500	97 825	291 200	2 860	46 400	438 505	18,27	
30	780 000	12 500	19 000	811 500	109 495	237 440	3 360	32 488	379 735	15,82	

24118

Temperaturdifferenz zwisch. Kondensator und  
Verdampfer bei der Rektifikation von KW  
bei 45°C Kondensatortemperatur.



Nr.	Stoff	$t_u$ °C	$t_o$ °C	$\Delta t$ °C	$p_1$	$p_2$	$\alpha = \frac{p_1}{p_2}$
1	$C_3/C_5$	45	147,0	102,0	15,7	1,4	11,20
2	$C_3/C_4$	45	99,0	54,0	15,7	4,6	3,42
3	$C_4/C_5$	45	88,0	43,0	4,6	1,4	3,28
4	$iC_4/nC_4$	45	60,0	15,0	6,8	4,6	1,48
5	$C_3=C_3$	45	52,5	7,5	18,5	15,7	1,18

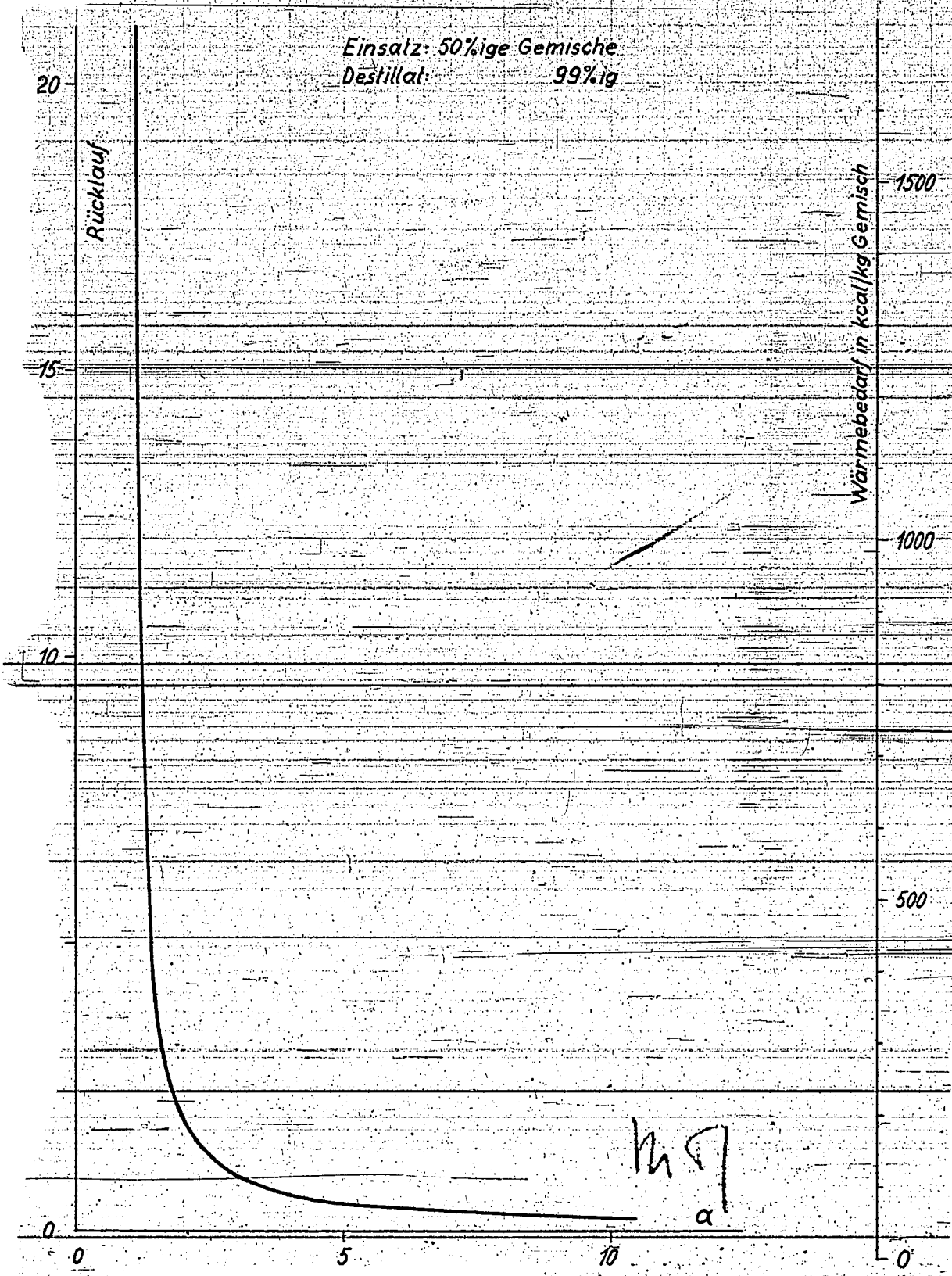
129

2.3.43 Z.

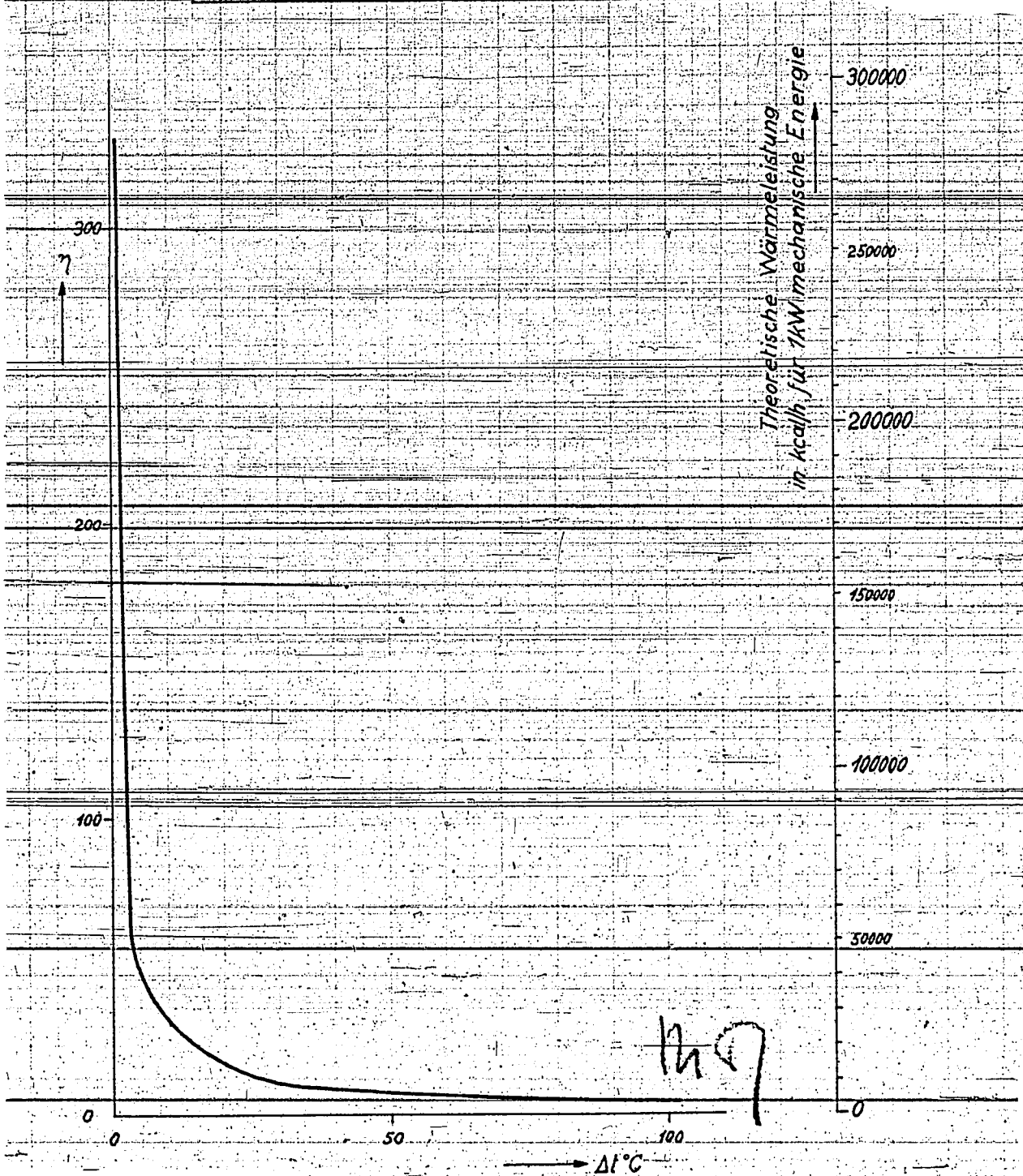
SK.250143

Mindestrücklauf und Wärmebedarf  
für die Trennung binärer Gemische

abhängig vom Quotienten der Dampfdrücke  $\alpha = \frac{p_1}{p_2}$



*Abhängigkeit des theoretischen Wirkungsgrades einer Wärmepumpe von der Temperaturdifferenz für ein unteres Temperaturniveau von 45°C*



*Handwritten signature or initials*

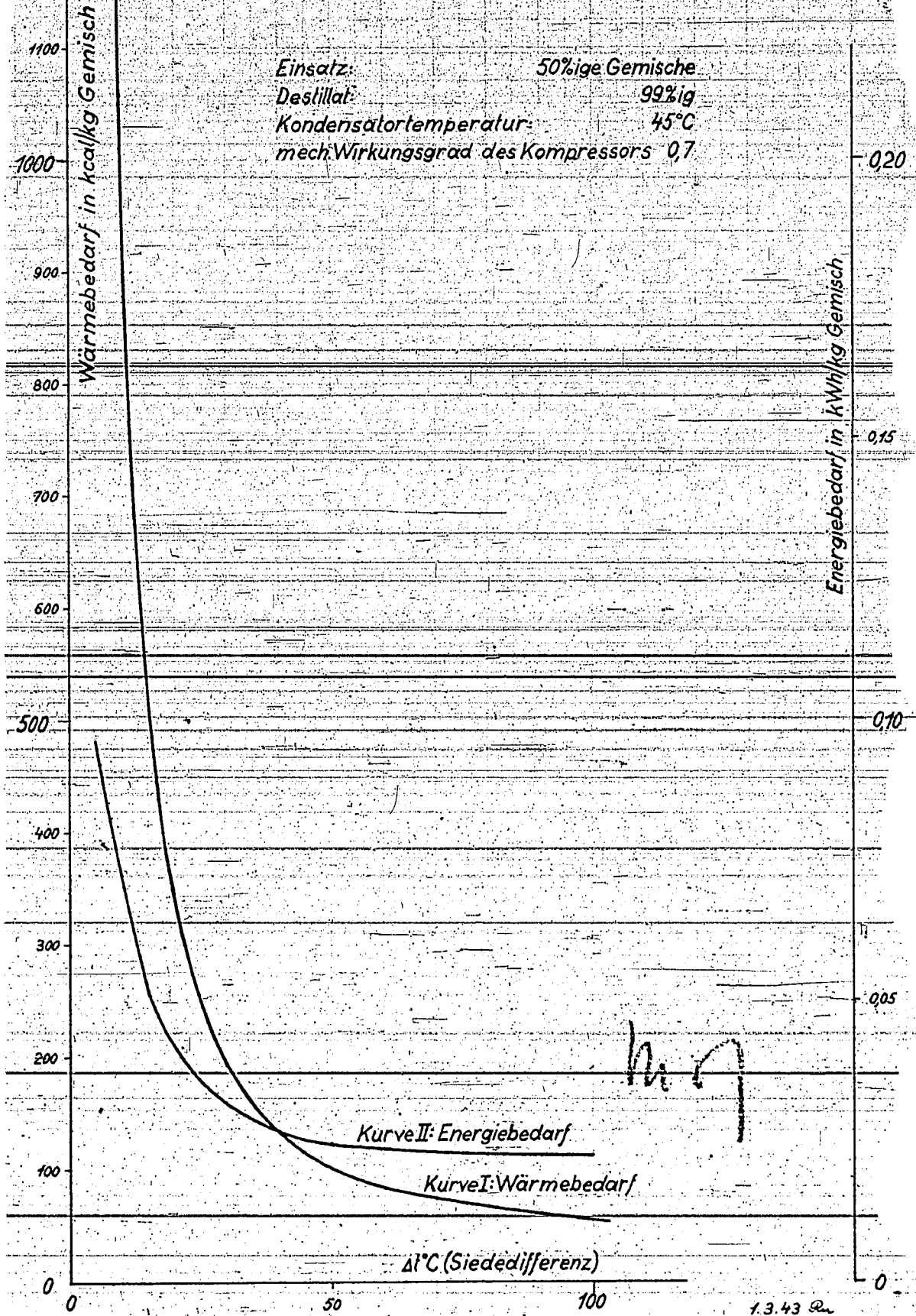
15.2.43

Sk.250145

# Effektiver Wärme- und Energiebedarf für die Trennung binärer Gemische

abhängig von der Siededifferenz der Komponenten.

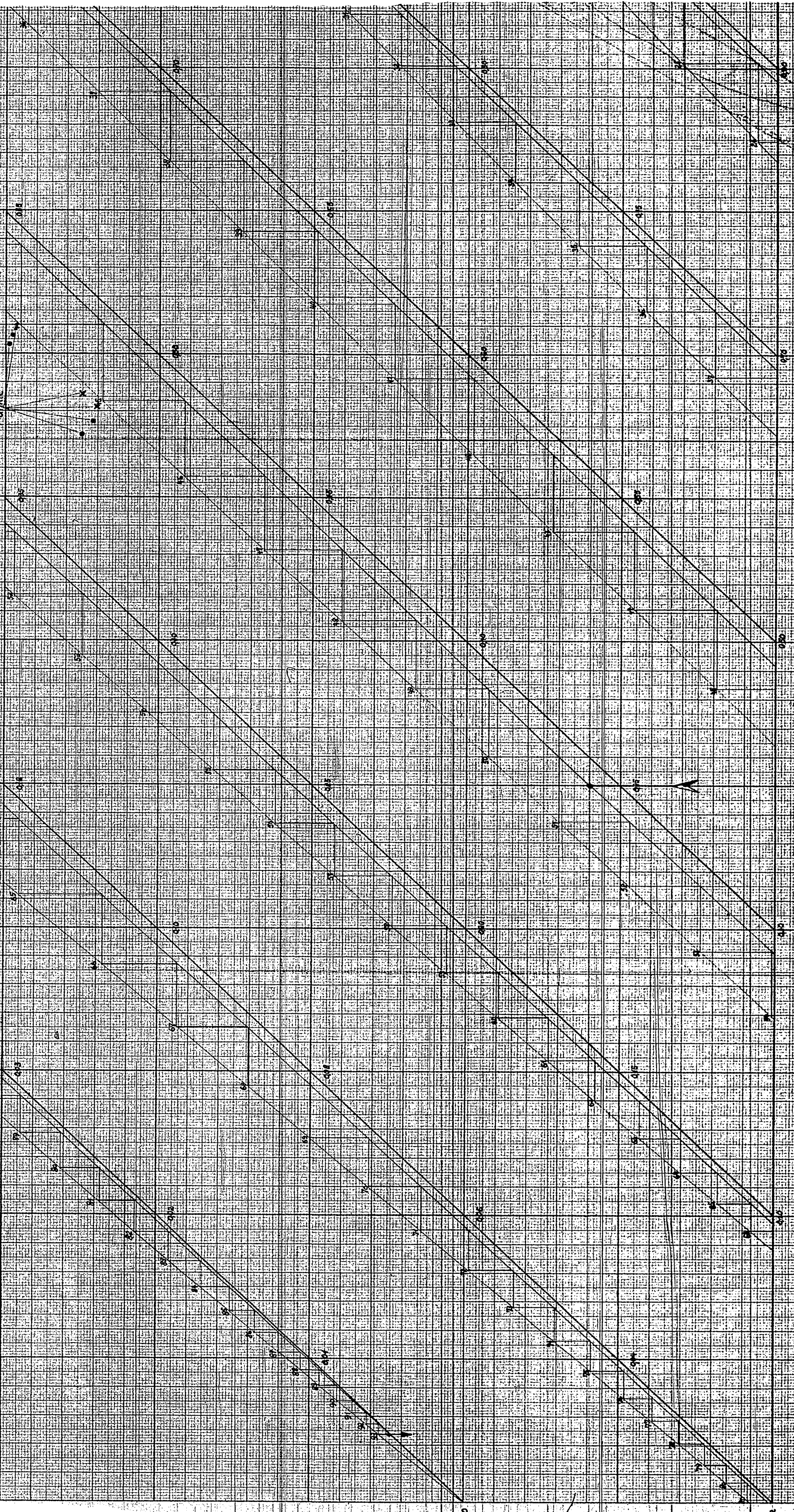
Einsatz: 50%ige Gemische  
Destillat: 99%ig  
Kondensatortemperatur: 45°C  
mech. Wirkungsgrad des Kompressors 0,7



24122

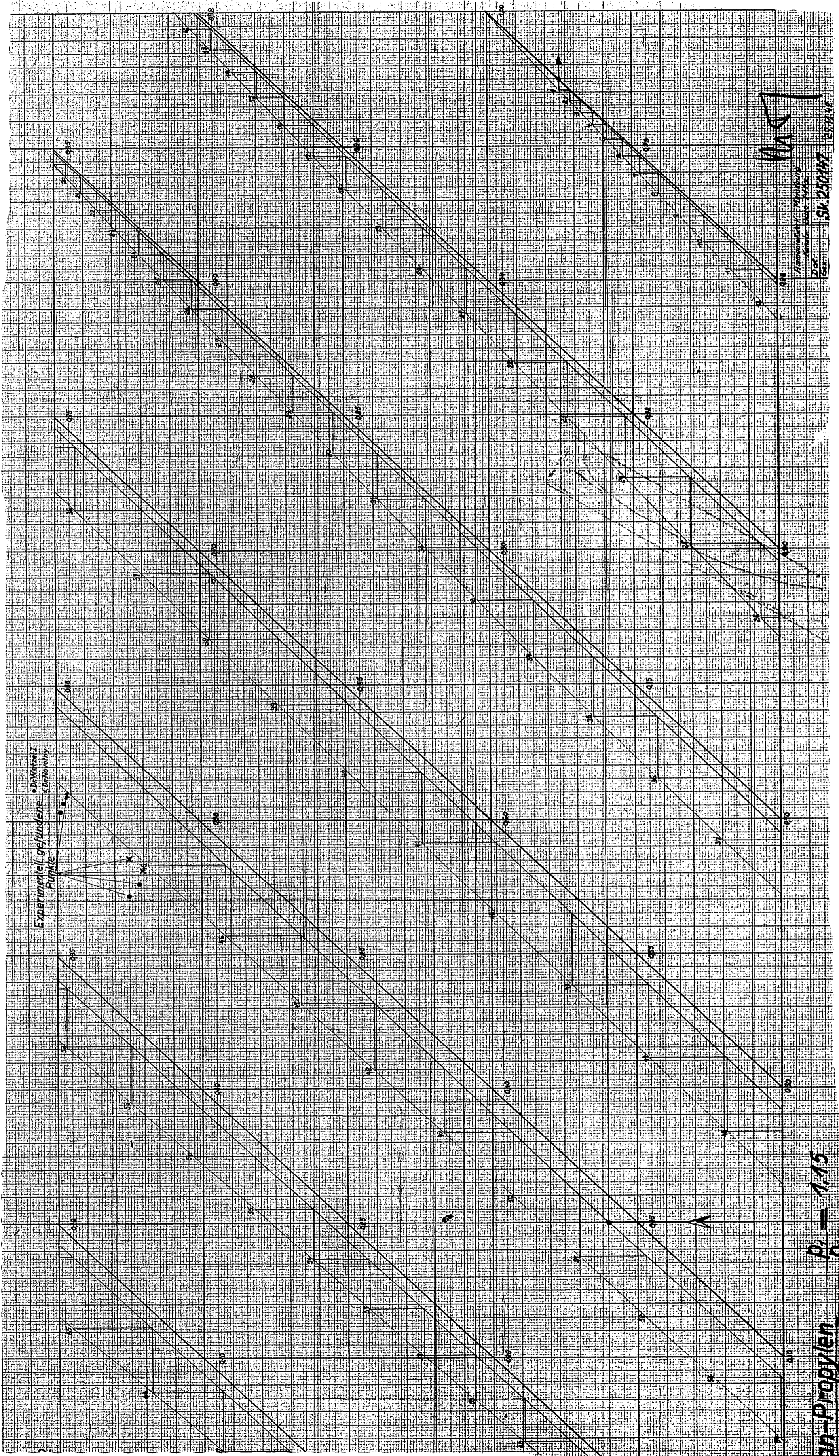
Experimentelle gesundene Punkte

• Parameter



Stufendiagramm zur Trennung von Propen-Propylen

$$\frac{A}{B} = 1,15$$



Experimentell gefundene Punkte

DANK

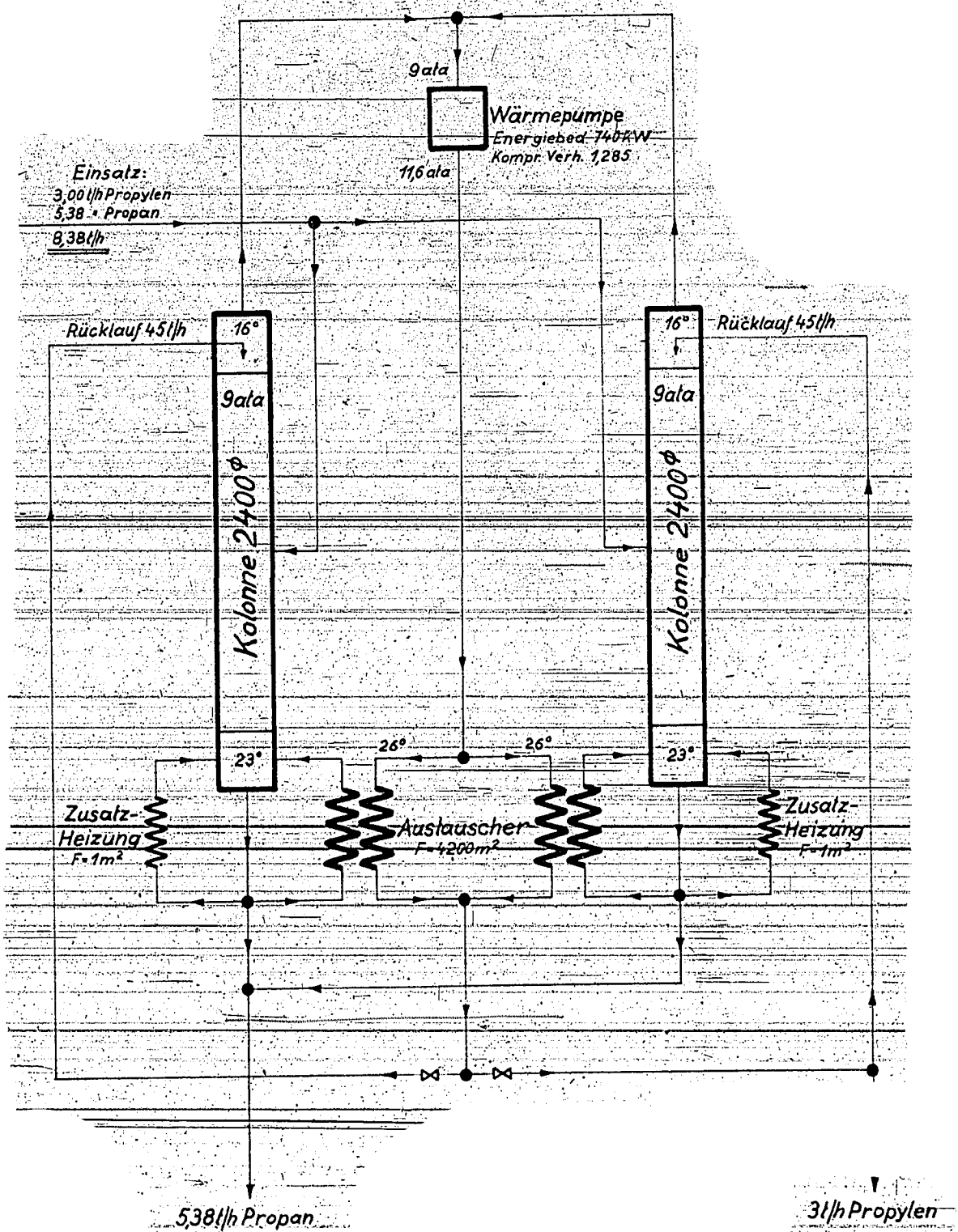
n-Propylen

$B_1 = 1/15$

M. S.

SK 250/HT





*h 17*

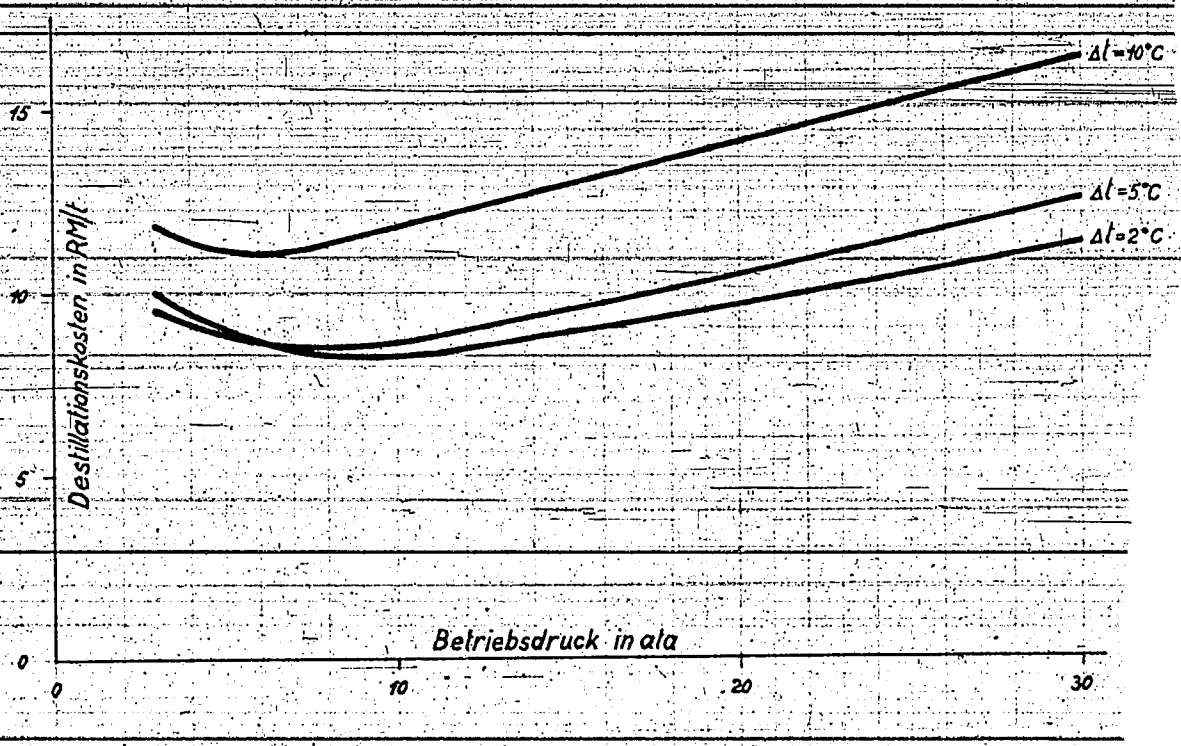
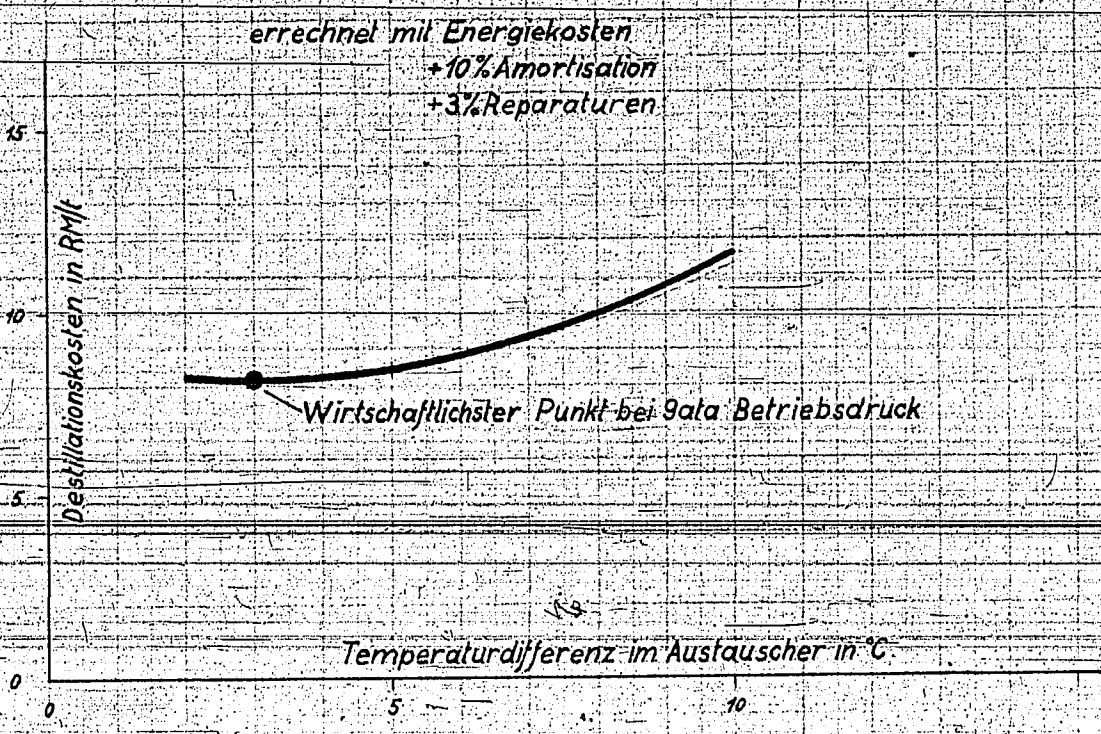
Schema einer Rektifikationsanlage mit Wärmepumpe zur Trennung von Propan-Propylen.

Ammoniakwerk Merseburg Konstr. Büro MIA	
Dat. 3.3.43	Sk. 250148
Gez. B. 115/43	
26.11.	

# Propylen-Propan-Trennung für stdt. 3000kg Destillat 99,5%ig

## Destillationskosten je l Propylen

errechnet mit Energiekosten  
+10% Amortisation  
+3% Reparaturen



MG

Sk.250149

24.2.43