

701

Paraffin der S.P.-Anlage

Jahresdurchsatz 33 370 t Paraffin
 = 111,2 Tsto (bei 300 Betriebstagen)
 = 4,6 Ststo
 = 5,9 m³/h

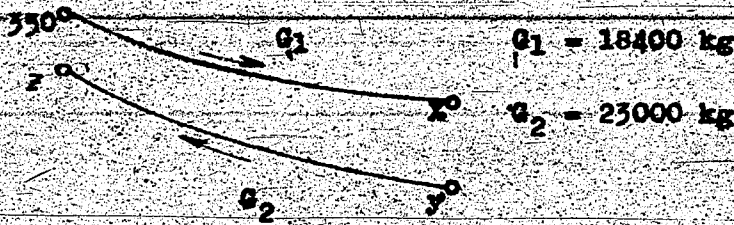
Zur Aufstellung kommen

5 Krackaggregate

Da vom Gas-Durchsatz nur ca. 20 % gekrackt werden und 80 % Paraffinrücklauf anfällt, der im Kreislauf gefahren wird, ergibt sich ein stündlicher Durchsatz/Aggregat von 4,6 Ststo = 5,9 m³/h.

Vor dem Eintritt in den Verdampferofen durchläuft das Paraffin einen Wärmeauswechsler.

Annahme: Das Rücklaufparaffin fällt mit 350 °C an.



Es gelten die Beziehungen: 1) $(Z - Y) \cdot 23000 = (350 - X) \cdot 18400$
 2) $18400 \cdot X + 4600 \cdot 70 = 23000 \cdot Y$
 3) $X = Y + 30$

$$23000 Y = 23000 Z + 18400 X - 18400 \cdot 350$$

$$\underline{23000 Y = 18400 X + 4600 \cdot 70}$$

Temp. v. Frischparaffin

- 2 -

$$23000 z - 18400 \cdot 350 = 4600 \cdot 70$$

$$z = \frac{18400 \cdot 350 + 4600 \cdot 70}{23000}$$

$$\underline{z = 295^\circ}$$

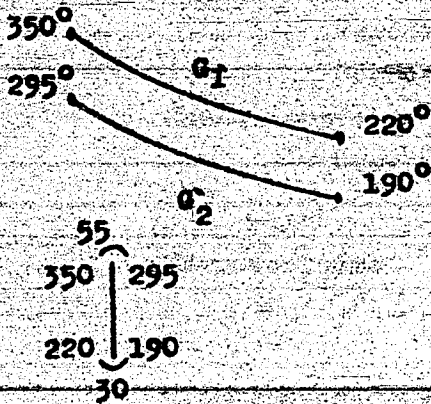
$$18400 y + 18400 \cdot 30 + 4600 \cdot 70 = 23000 y$$

$$y = \frac{8740}{46}$$

$$\underline{y = 190^\circ}$$

$$K = y + 30 = 190 + 30$$

$$\underline{K = 220^\circ}$$



$$\Delta t = \frac{55 - 30}{\ln \frac{55}{30}} = \frac{25}{2,3181,835} = \frac{25}{2,3 \cdot 0,2636} = \frac{25}{0,606}$$

$$\underline{\Delta t = 41^\circ} \quad (\text{ak. 2.15})$$

$$K = 100$$

$$F = \frac{4600 \cdot 105^\circ \cdot 0,72}{100 \cdot 41} = \frac{28000}{100 \cdot 41} = \underline{\underline{85 \text{ m}^2}}$$

Ausgeführt wurde der Wärmeaustauscher mit $F = 100 \text{ m}^2$.

-3-

Nach dem Wärmeaustauscher kommt das Paraffin in den
Verdampferofen.

Beim Verdampfungsprozess werden bis zu 10 % Wasser zugesetzt (Normalzustand 2 %).

Paraffinverdampfungstemperatur 350°C

Paraffinverdampfungswärme = 50 WE/kg

Überhitzung von 350° auf 450°C

Spez. Wärme des Paraffin-Dampfes = 0,65 WE/kg

" " " Wasserdampfes zwischen 0° und 550°C

für 1 Mol $c_p = 8,61$

für 1 kg $c_p = \frac{8,61}{18} = 0,478$

Paraffin: Aufheizung	$4600 \cdot (350^{\circ} - 295^{\circ}) \cdot 0,72 =$	182 000 WE/h
Verdampfung	$4600 \cdot 50 =$	230 000 "
Überhitzung	$4600 \cdot (450^{\circ} - 350^{\circ}) \cdot 0,65 =$	300 000 "
Wasserdampf:		
Überhitzung	$460 \cdot (450^{\circ} - 150^{\circ}) \cdot 0,478 =$	66 000 "
		<u>778 000 WE/h</u>
Wärmeverluste 10 %		78 000 "
		<u>856 000 WE/h.</u>

Ofenwirkungsgrad:

Verbrennungstemperatur ohne Luftüberschuß 1700°C

" " " mit " " 1400°C

Abgastemperatur 400°C

$$\eta = \frac{1400 - 400}{1700} = 0,715$$

Heizgasverbrauch/Ofen

$$\frac{856000}{0,715} = \underline{1.200.000 \text{ WE/h}}$$

Reaktorverbrauch/Ofen

Beizgas mit 1500 WE/m^3

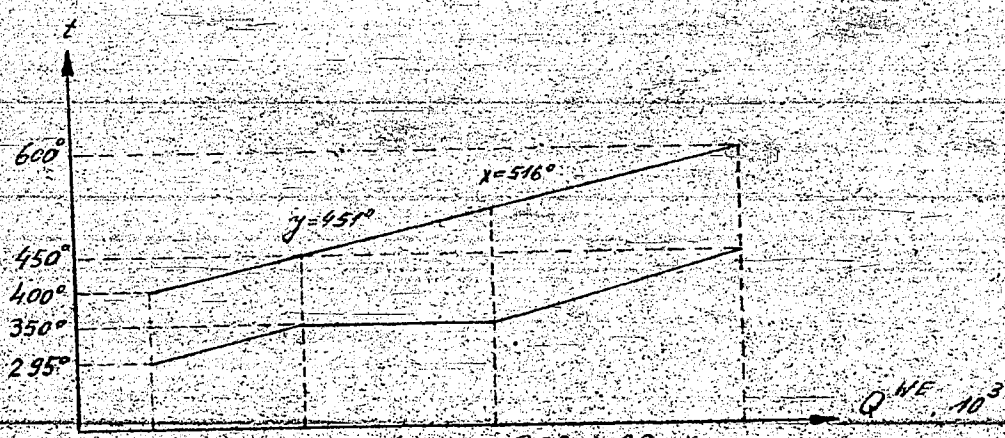
$$\frac{1.200.000}{1500} = 800 \text{ m}^3/\text{h}$$

Wärmehaushalt/Ofen

$G_p = 0,35 \quad \frac{85000}{0,35(600-400)} = \underline{\underline{12\ 250\ m^3/h}}$

Gebäude $12\ 250 \frac{273+400}{273} = 30\ 200\ m^3/h$
 ausgeführt mit $33\ 300\ m^3/h$

Heizflächeneinstellung (unter der vereinfachten Annahme eines einheitlichen Paraffins)



182 + 17 230 + 21 300 + 28
 Par + H₂O 0 30

182
 Aufheizung Verdampfung Überhitzung

$770\ 000 = \gamma \cdot 0,35(600-x) + \gamma \cdot 0,35(x-y) + \gamma \cdot 0,35(y-400)$
 388 000 251 000 199 000

-3-

$$V = \frac{778\,000}{0,35 (800-400)} = 11\,100 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$x = 600 - \frac{328\,000}{11100 \cdot 0,35} = 516^\circ$$

$$y = 400 + \frac{199\,000}{11100 \cdot 0,35} = 451^\circ$$

Aufheizstufe

101	350
451	295
400	105

$$F = \frac{199\,000}{102,12} = 162 \text{ m}^2$$

$$\Delta t = \frac{105-101}{\ln \frac{105}{101}} = \frac{4}{2,3 \lg 1,04} = 102^\circ$$

$$K = 12$$

Verdampfungsstufe

516	350
451	101

$$F = \frac{251\,000}{131,12} = 160 \text{ m}^2$$

$$\Delta t = \frac{156-101}{\ln \frac{156}{101}} = \frac{65}{2,3 \lg 1,64} = 111^\circ$$

$$K = 12$$

Überhitzerstufe

600	450
516	350
156	101

$$F = \frac{328\,000}{154,8} = 266 \text{ m}^2$$

-6-

$$v = \frac{166-150}{10 \cdot 18} \cdot \frac{16}{273 + 12 \cdot 173} = 194$$

K - B

Geschwindigkeit in den Röhren, ohne Wasserdampf

- spez. Gewicht von Paraffin bei 120°C = 0,76 kg/l
- " " " " bei 350°C und 1 atm = 5,5 kg/m³
- " " " " bei 450°C und 1 atm = 4,75 kg/m³

Annahme: Mol-Gewicht = 282

$$v_{350} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{273+350}{273} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{623}{273} = 0,182 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{450} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{723}{273} = 0,21 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{510} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{783}{273} = 0,228 \text{ m}^3/\text{kg}$$

flüssige Phase $v = \frac{4600}{0,76 \cdot 3600 \cdot 0,785} = 21 \text{ cm/sek.}$

Dampfphase 350° $v = \frac{4600 \cdot 0,182 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785} = 29,6 \text{ m/sek.}$

Dampfphase 450° $v = \frac{4600 \cdot 0,21 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785} \cdot \frac{1}{2} = 17,1 \text{ m/sek.}$
 \ Parallelschaltung

Geschwindigkeit in den Röhren, mit Wasserdampf (2%)

$$v_{110} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{273+110}{273} = 1,75 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{350} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{273+350}{273} = 2,84 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{450} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{273+450}{273} = 3,5 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{510} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{273+510}{273} = 3,57 \text{ m}^3/\text{kg}$$

-7-

$$\text{flüssige Phase} \quad v = 21 + \frac{92}{3600} \cdot \frac{1,75 \cdot 100}{0,785} = 26,7 \text{ cm/sek.}$$

$$\text{Dampfphase } 350^\circ \quad v = 29,6 + \frac{92}{3600} \cdot \frac{2,84 \cdot 100}{0,785} = 38,85 \text{ m/sek.}$$

$$\text{" } 450^\circ \quad v = 17,1 + \frac{92}{3600} \cdot \frac{3,3 \cdot 100}{0,785} \cdot \frac{1}{2} = 22,5 \text{ m/sek.}$$

Parallelschaltung

Nach dem Verdampferofen tritt das Paraffin in die Krackkolonnen ein, wo neuerlich 2 % Wasserdampf eingespritzt wird.

Obere Kolonne:

Leistung: 1 Tonne flüssige Olefine \approx 7 Tonne Paraffindurchsatz

Abmessungen: 37 Rohre 100 mm ϕ , 3000 mm lang, 35 m² Heizfläche

Gasgeschwindigkeit in den Rohren beim Kolonnen-Eintritt, 450°C:

$$\text{ohne Wasserdampf: } v = \frac{7000 \cdot 0,21 \cdot 100}{24 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 37} = 5,9 \text{ cm/sek.}$$

$$\text{mit Wasserdampf: } v = 5,9 + \frac{12 \cdot 1,57 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785 \cdot 37} = 9,7 \text{ cm/sek.}$$

Gasgeschwindigkeit in den Rohren beim Kolonnen-Austritt, 510°C:

$$\text{ohne Wasserdampf: } v = \frac{7000}{24 \cdot 2600} \cdot \frac{0,228}{0,785} \cdot \frac{100}{37} = 6,4 \text{ cm/sek.}$$

$$\text{mit Wasserdampf: } v = 6,4 + \frac{12 \cdot 1,57 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785 \cdot 37} = 10,4 \text{ cm/sek.}$$

$$\text{Verweilzeit ohne Wasserdampf } t = \frac{100}{1,1 \cdot 0,4} = 49 \text{ sek.}$$

$$\text{mit Wasserdampf } t = \frac{100}{1,1 \cdot 1,4} = 30 \text{ sek.}$$

Untere Kolonne:

Leistung: 15 Tonne flüssige Olefine \approx 112 Tonne Paraffindurchsatz

Abmessungen: 253 Rohre 100 mm ϕ , 7300 mm lang \approx 315 m² Heizfläche

Gasgeschwindigkeit in den Röhren beim Kolonneneintritt, 450°C:

ohne Wasserdampf: $v = \frac{112000 \cdot 0,21 \cdot 100}{24 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 253} = 13,75 \text{ cm/sek.}$

mit Wasserdampf: $v = 13,75 + \frac{184 \cdot 3,3 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785 \cdot 253} = 22 \text{ cm/sek}$

Gasgeschwindigkeit in den Röhren beim Kolonnenaustritt, 510°C:

ohne Wasserdampf: $v = \frac{112000 \cdot 0,228 \cdot 100}{24 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 253} = 14,9 \text{ cm/sek}$

mit Wasserdampf: $v = 14,9 + \frac{184 \cdot 3,57 \cdot 100}{3600 \cdot 0,785 \cdot 253} = 24,1 \text{ cm/sek}$

Verweilzeit ohne Wasserdampf: $t = \frac{730}{13,75 + 14,9} = 51 \text{ sek}$

mit Wasserdampf: $t = \frac{730}{22 + 24,1} = 32 \text{ sek}$

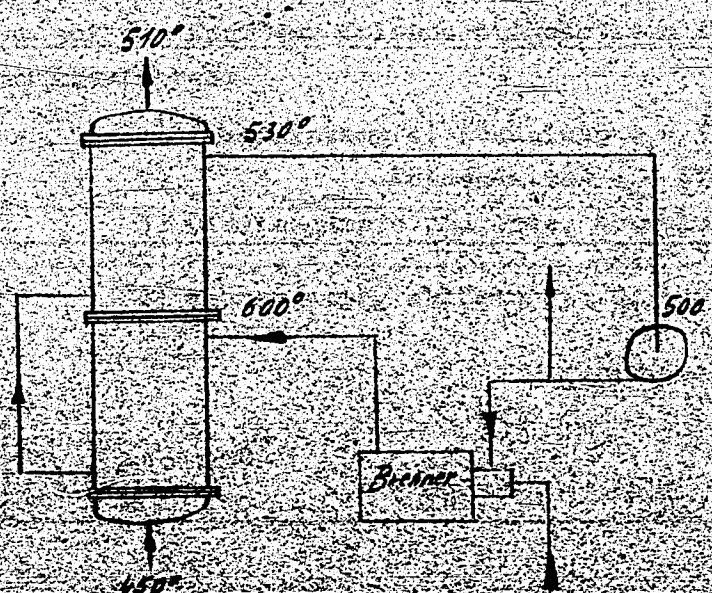
Wärmebedarf: Dieser läßt sich theoretisch für den Crackvorgang nicht erfassen. Die Umrechnung von den Oppauer Verhältnissen ergibt folgendes Bild:

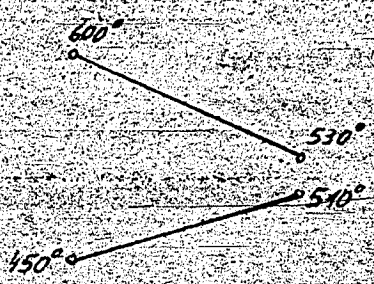
Oppauer Kolonne: Verbrauch 47 m³/h 1370 W/m³

$Q = 47 \cdot 1370 = 64500 \text{ W/h}$

$\Delta t = 85^\circ$

$K = \frac{64500}{35 \cdot 85} = 22 \text{ W/m}^3 \text{ }^\circ\text{C/h}$





Genau genommen, setzt sich die Kreck-Kolonne aus einem Gegenstromsystem in 1. Teil und einem Gleichstromsystem in 2. Teil zusammen.

Pflichter Kolonne: Verbrauch $665 \text{ m}^3/\text{h}$ $1550 \text{ WE}/\text{m}^3$

$Q = 16.64500 = 1.030 \text{ 000 WE}/\text{h}$ u. Kolonne

Ab x ungen. wie oben
1 Teil in 0. Teil

Wasserdampf/Kolonne

$\frac{1030 \text{ 000}}{0,35(600-530)} = 42 \text{ 000 m}^3/\text{h}$

Gebläse ausgeführt $33 \text{ 600 m}^3/\text{h}$ bei 200 mm WS .

$42 \text{ 000 m}^3/\text{h}$ bei 180 mm WS .

$K = \frac{1030000}{555.85} = 22 \text{ WE}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}\cdot\text{h}$.

Gesamtwärmebedarf für 1 Aggregat: $1,200 \text{ 000} + 1,030 \text{ 000} = 2,23 \times 10^6 \text{ WE}/\text{h}$

für die ganze Anlage: $5 \times 2,23 \cdot 10^6 = 11,15 \times 10^6 \text{ WE}/\text{h}$

Die Paraffindämpfe werden dann in den Dephlegmatoren geleitet, wo die Olefine und Gase (ca. 20 %) von unveränderten Paraffin (80%) getrennt werden, das im Kreislauf wieder dem Verdampferofen zugeführt wird.

In dem auf dem Kopf der Kolonne aufgesetzten Kühler sind folgende Wärmemengen abzuführen:

- 1) Paraffindämpfe, Abkühlung $Q_1 = 3700 \cdot 0,65(500-350) = 360 \text{ 000 WE}/\text{h}$
 - 2) " Kondensation $Q_2 = 3700 \cdot 50 = 185 \text{ 000 WE}/\text{h}$
 - 3) Olefinedämpfe und Gase, Abkühlung
 $Q_3 = 920 \cdot 0,65(500-180) = 192 \text{ 000 WE}/\text{h}$
 - 4) Wasserdampf, Abkühlung, $Q_4 = 92 \cdot 0,478(500-180) = 14 \text{ 000 WE}/\text{h}$
- 751 000 WE/h

$\Delta t = 150^\circ$
 $K = 100$
 $F = \frac{751 \text{ 000}}{100 \cdot 150} = 50 \text{ m}^2$

-10-

Infolge der unübersichtlichen Verhältnisse beim Kondensationsvorgang wurde der Kähler mit 100 m^2 ausgeführt.

Kühlwasserverbrauch

$$Q = \frac{791.000}{1.20.1000} = 27,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Kalorienaufnahme

Dampfvolumen am Eingang, 500°C

$$\text{Paraffin: } v_{500} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{773}{273} = 0,225 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$v_D = \frac{3600}{3600} \cdot 0,225 = 0,23 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

$$\text{Olefin: } v_{500} = \frac{22,4}{140} \cdot \frac{773}{273} = 0,455 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$v_O = \frac{662}{3600} \cdot 0,455 = 0,084 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

$$\text{Gasol: } v_{500} = \frac{22,4}{40} \cdot \frac{773}{273} = 1,58 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$v_G = \frac{258}{3600} \cdot 1,58 = 0,113 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

$$\text{Wasserdampf: } v_{500} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{773}{273} = 3,52 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$v_W = \frac{184}{3600} \cdot 3,52 = 0,18 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

$$\text{Gesamtdampfmenge } 500^\circ \quad \underline{\underline{0,607 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}}}$$

Dampfvolumen bei 150°C

$$\text{Paraffin: } v_{350} = \frac{22,4}{282} \cdot \frac{623}{273} = 0,182 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$v_P = \frac{3600}{3600} \cdot 0,182 = 0,186 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

$$\text{Olefin: } v_{350} = \frac{22,4}{140} \cdot \frac{623}{273} = 0,365$$

$$v_O = \frac{662}{3600} \cdot 0,365 = 0,067 \frac{\text{m}^3}{\text{sek}}$$

-11-

$$\text{Gas: } v_{350} = \frac{22,4}{40} \cdot \frac{623}{273} = 1,28 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_G = \frac{258}{3600} \cdot 1,28 = 0,092 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$\text{Wasserdampf: } v_{350} = \frac{22,4}{18} \cdot \frac{623}{273} = 2,85 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_W = \frac{184}{3600} \cdot 2,85 = 0,146 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$\text{Gesamtdampfmenge } \underline{0,491 \text{ m}^3/\text{sek.}}$$

Kolonnendurchmesser 2400 mm, $f = 4,5 \text{ m}^2$

$$w_{500} = \frac{0,607}{4,5} = \underline{13,5 \text{ cm/sek.}}$$

$$w_{350} = \frac{0,491}{4,5} = \underline{10,9 \text{ cm/sek.}}$$

Oppauer Dephlegmator: D = 600 mm = 0,28 m²

Dampfvolumen am Eingang, 500°C

$$V_D = \frac{234}{3600} \cdot 0,225 = 0,0146 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_O = \frac{42}{3600} \cdot 0,455 = 0,0053 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_G = \frac{16}{3600} = 1,56 = 0,0069 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_W = \frac{12}{3600} = 3,52 = 0,0118 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$\underline{0,0386 \text{ m}^3/\text{sek}}$$

Dampfvolumen bei 350°C

$$V_D = \frac{234}{3600} \cdot 0,182 = 0,0118 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_O = \frac{42}{3600} \cdot 0,365 = 0,0042 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_G = \frac{16}{3600} \cdot 1,28 = 0,0057 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$V_W = \frac{12}{3600} = 2,85 = 0,0095 \text{ m}^3/\text{sek}$$

$$\underline{0,0312 \text{ m}^3/\text{sek.}}$$

-12-

$$W_{500} = \frac{38600}{2800} = 13,8 \text{ ca/sek}$$

$$W_{350} = \frac{31200}{2800} = 11,1 \text{ ca/sek}$$

Nach dem Dephlegmator gehen die vom Paraffin befreiten Olefinsdämpfe durch 2 Kondensatoren, wobei im 2. Kondensator die höher siedenden Olefine (ab 120°C) niedergeschlagen werden und als Waschflüssigkeit in der Absorption eine zweiseitige Verwendung finden.

Von dem gebrachten Produkt (ca. 20 % vom Paraffineingang) entfallen unter Berücksichtigung der beim Verfahren angewandten Temperaturen

$$\left. \begin{array}{l} 14,4 \% \text{ auf kondensierbare Olefine} \\ 5,6 \% \text{ " nicht " " " } \end{array} \right\} \text{ auf Paraffineingang bezogen.}$$

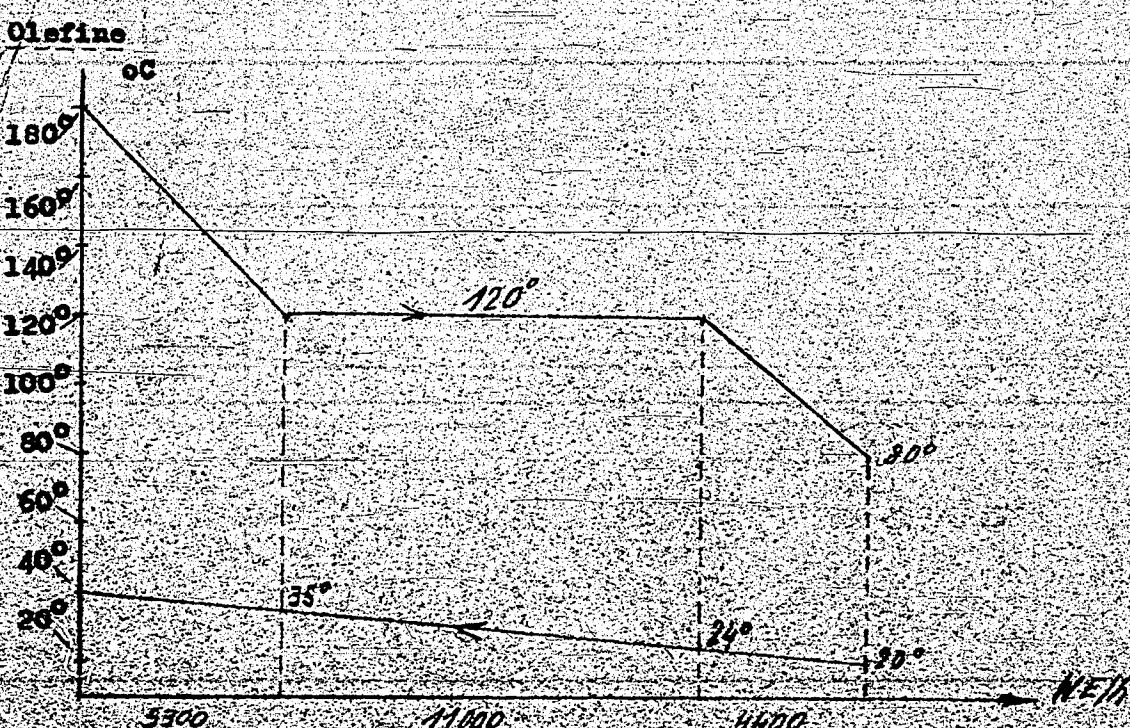
In 1. Kondensator werden ca. $\frac{1}{3}$ der kondensierbaren Olefine niedergeschlagen.

$$G_1 = 0,22 \text{ t/h Olefine} + 0,092 \text{ t/h Wasser}$$

$$G_2 = 0,44 \text{ t/h Olefine}$$

Da die Olefine ein Gemisch von verschiedenen siedenden Kohlenwasserstoffen darstellen, ist eine exakte Berechnung ohne Vorliegen der Dampfdruckkurven und Wärmewerte nicht möglich.

1. Kondensator



-13-

-13-

5300 WE/h	11000 WE/h	4400 WE/h
$c_p = 0,4$	$r_x = 50$	$c_p = 0,5$
$\Delta t = 110$	$\Delta t = 90$	$\Delta t = 76$
$K = 20$	$K = 200$	$K = 100$

$$Q_1 = 220 \cdot 0,4 (180-120) = 5300 \text{ WE/h}$$

$$Q_2 = 220 \cdot 50 = 11000 \text{ "}$$

$$Q_3 = 220 \cdot 0,5 (120-80) = 4400 \text{ "}$$

$$F_1 = \frac{5300}{20 \cdot 110} = 2,4 \text{ m}^2$$

$$F_2 = \frac{11000}{200 \cdot 90} = 0,6 \text{ m}^2$$

$$F_3 = \frac{4400}{100 \cdot 76} = 0,58 \text{ m}^2$$



-14-

2640 WE/h

46000 WE/h

1840 WE/h

$$c_p = 0,478$$

$$r_n = 500$$

$$c_p = 1$$

$$\Delta t = 96$$

$$\Delta t = 70$$

$$\Delta t = 68$$

$$K = 20$$

$$K = 500$$

$$K = 300$$

$$Q_4 = 92 \cdot 0,478(180-120) = 2640 \text{ WE/h}$$

$$Q_5 = 92 \cdot 500 = 46000 \text{ WE/h}$$

$$Q_6 = 92 \cdot 1 \cdot (100-80) = 1840 \text{ WE/h}$$

$$F_4 = \frac{2640}{96 \cdot 20} = 1,38 \text{ m}^2$$

$$F_5 = \frac{46000}{70 \cdot 500} = 1,3 \text{ m}^2$$

$$F_6 = \frac{1840}{68 \cdot 300} = 0,1 \text{ m}^2$$

$$F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5 + F_6 =$$

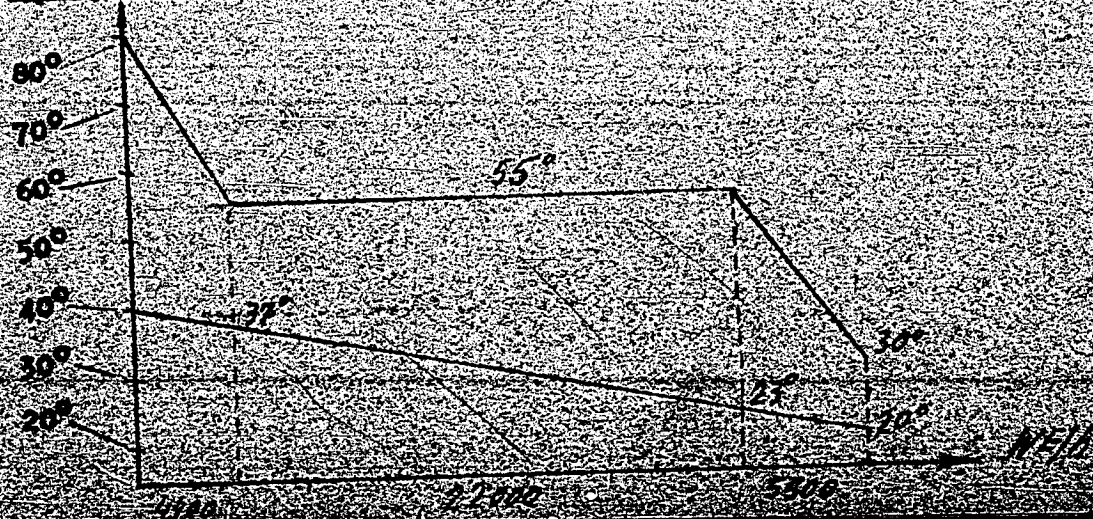
$$2,4 + 0,5 + 0,58 + 1,38 + 1,3 + 0,1 = \underline{6,36 \text{ m}^2}$$

Mit Rücksicht darauf, daß im Dauerbetrieb mit einer Verschmutzung der Wärmeaustauschflächen zu rechnen ist und auch möglicherweise das Kühlwasser höher ausgefahren wird, wurde die Kondensatorfläche $F_1 = 20 \text{ m}^2$ ausgeführt.

Kühlwasserbedarf:

$$q = \frac{71160}{(40-20) \cdot 1000} = 3,55 \text{ m}^3/\text{h}$$

2. Kondensator



-15-

4400 WE/h	22000 WE/h	5500 WE/h
$C_p = 0,4$	$r_m = 50$	$C_p = 0,5$
$\Delta t = 30$	$\Delta t = 25$	$\Delta t = 19$
$K = 20$	$K = 200$	$K = 100$

$$Q_1 = 440 \cdot 0,4 (80 - 55) = 4400 \text{ WE/h}$$

$$Q_2 = 440 \cdot 50 = 22000 \text{ "}$$

$$Q_3 = 440 \cdot 0,5 (55 - 30) = 5500 \text{ "}$$

$$F_1 = \frac{4400}{30 \cdot 20} = 7,35 \text{ m}^2$$

$$F_2 = \frac{22000}{25 \cdot 200} = 4,4 \text{ m}^2$$

$$F_3 = \frac{5500}{19 \cdot 100} = 2,88 \text{ m}^2$$

$$F_1 + F_2 + F_3 = 7,35 + 4,4 + 2,88 = 14,63 \text{ m}^2$$

Aus den gleichen Gründen wie beim 1. Kondensator wurde die Kühlfläche mit 40 m^2 ausgelegt.

Kühlwasserbedarf

$$Q = \frac{31900}{(40 - 20) \cdot 1000} = 1,59 \text{ m}^3/\text{h}$$

Die nicht kondensierbaren Gase betragen ca. 260 kg/h , gehen über eine Absorptionsanlage, wo durch Verrieselung mit dem im 1. Kondensator niedergeschlagenen Olefinen noch ca. 5% (bezogen auf die Gesamtmenge der Olefine) kondensiert werden, in den Gasometer.