

25,000.00

G. Ludwigshafen
Konstruktionsbüro W. A. Lu.

1. 500.000 schliesslich für eine Anlage zur Gewinnung von 670 kg Keton/h = 58000 fette Destillate
aus 400000 kg Rohöl
2. 360.000 für eine Anlage zur Gewinnung von 8700 Stk. Benzin 27 Grad
3. 280.000 für eine Anlage zur Gewinnung von 1000 Stk. Benzin 27 Grad
4. 280.000 für eine Anlage zur Gewinnung von 1000 Stk. Benzin 27 Grad

Differenz	Preis je Einheit RM	Menge/h	Kosten RM	Menge je UNO cbm	Kosten je UNO cbm
	0.0628	1.15	2.2800		37.5 RM
	0.0011	1.98	52.10		7.25
	0.0011	4.15	9.60		1.43
	0.0011	13.2	14.52		0.57
	1.1	4.25	6.22		1.67
	0.0011	1	0.10		0.16
	0.11	0.001	0.10		0.6
	1.1	0.5	13.20		1.94
	1.00	1	12.90		1.91
	1.00	1	6.10		0.75
			47.85		7.7
			100.00		64.75
	0.0011	1	122.10		32.60
	0.0011	1	218.05		32.60
	0.0011	1	420.25		32.60
	0.0011	1	100.00		32.60
	0.0011	1	100.00		32.60

1. Rohmaterialien:
- a) Rohöl
 - b) ...
 - c) ...
 - d) ...
 - e) ...
2. Energie:
- f) Hochspannung + Niederspannung
 - g) ...
 - h) ...
 - i) ...
 - j) ...
 - k) ...
 - l) ...
 - m) ...
 - n) ...

3. Lohn und Material-Zuschlag

4. Gehälter 20% vom ...

5. ...

6. ...

7. ...

8. ...

9. ...

10. ...

11. ...

12. ...

13. ...

14. ...

15. ...

16. ...

17. ...

18. ...

19. ...

20. ...

21. ...

22. ...

23. ...

24. ...

25. ...

26. ...

27. ...

28. ...

29. ...

30. ...

31. ...

32. ...

33. ...

34. ...

35. ...

36. ...

37. ...

38. ...

39. ...

40. ...

41. ...

42. ...

43. ...

44. ...

45. ...

46. ...

47. ...

48. ...

49. ...

50. ...

51. ...

52. ...

53. ...

54. ...

55. ...

56. ...

57. ...

58. ...

59. ...

60. ...

61. ...

62. ...

63. ...

64. ...

65. ...

66. ...

67. ...

68. ...

69. ...

70. ...

71. ...

72. ...

73. ...

74. ...

75. ...

76. ...

77. ...

78. ...

79. ...

80. ...

81. ...

82. ...

83. ...

84. ...

85. ...

86. ...

87. ...

88. ...

89. ...

90. ...

91. ...

92. ...

93. ...

94. ...

95. ...

96. ...

97. ...

98. ...

99. ...

100. ...

Handwritten signature or initials

Acetylenbrenner, Waermerechnung.

A
250000206

Mengenbilanz.

Eingang	100 m ³ CH ₄ , 55 m ³ O ₂							
Ausgang	CO ₂	C ₂ H ₂	C ₂ H ₄	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	
%	3,4	8,8	0,2	0,4	24,6	56,2	6,4	
m ³	6,48	16,7	0,58	0,76	46,8	106,3	12,3	

Kohlenstoffbilanz

Sauerstoffbilanz

Wasserstoffbilanz

C	O ₂	H ₂
6,48	6,48	16,7
23,4	0,76	0,76
0,76	23,4	106,3
46,8	30,64 Ausgang	24,6
12,3	55 Eingang	128,86 Ausgang
99,74 Ausgang	30,64	200 Eingang
100 Eingang	24,36 fuer H ₂ O	148,86
		51,14

61,24 : 2 = 25,57
30,64
56,21

Genau O₂-Verbrauchszahl 56,2 Teile/100 CH₄

	%	Teile	spez. H. 1000	
CO ₂	3,4	6,48	0,583	0,058
C ₂ H ₂	8,8	16,7	1,000	0,167
C ₂ H ₄	0,2	0,58	0,938	0,004
O ₂	0,4	0,76	0,333	} 0,513
CO	24,6	46,8	0,333	
H ₂	56,2	106,8	0,333	
CH ₄	6,4	12,3	1,150	0,141
	100	190		
H ₂ O	-	55,2	0,443	0,248
		246,2		1,111 WH/m ³ CH ₄

Temperaturerhöhung durch Reaktion:

$\frac{1035 \text{ WE}}{1,111} = 932^\circ$ ohne Berücksichtigung von Strahlungs- und Leitungsverlusten.

Verluste durch die Leitung:

Siebfläche	$0,2 \cdot 0,35 =$	$0,11 \text{ m}^2$
Wandfläche	$0,1 \cdot 1,5 =$	$0,15 \text{ m}^2$
		$0,27 \text{ m}^2$
Siebfläche	$3000 \text{ WE/m}^2 =$	810 WE/h
Wandfläche	$Q = \frac{\Delta T \lambda}{d} = \frac{1400 \cdot 2 \cdot 5}{0,05} =$	70000 WE/m^2
		10500 WE/h
		10830 WE/h

Strahlungsverluste:

$500 \cdot 900 \text{ WE/m}^2 = 500 \cdot 900 \cdot 0,11 = 495 \cdot 000 \text{ WE}$

Gesamtverluste $10,83 + 55 = 65,83 \text{ WE/m}^3 \text{ CH}_4$

$= 71,6 \text{ WE/m}^3 \text{ CH}_4$

	<u>1035</u>
	<u>72</u>
freiwerdende Wärme	$963 \text{ WE/m}^3 \text{ CH}_4$
	$\frac{963}{1,111} = 867^\circ \text{ KE}$

Wärmeinhalt des Spaltgases nach der Flamme:

1.) Vorwärmung

CH ₄	600°	$600 \cdot 0,588 =$	352 WE
O ₂	$0,56$	$600 \cdot 0,56 \cdot 0,29 =$	$97,5 \text{ WE}$
Reaktionswärme			$450,5 \text{ WE}$
			<u>946</u>
			$1396 \text{ WE/m}^3 \text{ CH}_4$
			$(924 \text{ WE/m}^3 \text{ Spaltgas})$

Dampfgehalt nach Einspritzung mit kaltem Wasser:

10 kg Dusenwasser + 1 kg Scheibenspuelung	1396
sind zu erwärmen von 20° → 83°, 11·63 =	<u>695 WE</u>
Restwärme, dient zur Verdampfung von H ₂ O	900 WE
$\frac{700}{850}$ =	1,27 kg Dampf
H ₂ O aus Reaktion 0,56 · $\frac{18}{24,4}$ =	<u>0,413</u>
	1,683 kg
$\frac{1,683}{1,9}$ = 885 g/m ³ = 965 g/m ³ = 83,5°	
10° Temperaturerhöhung im Zulaufbringen 110 WE	
= $\frac{110}{850}$ = 0,2 kg H ₂ O/1,9 m ³ = 105 g H ₂ O/m ³ Spaltgas,	

Bei den Aestenversuchen wurden gefahren:

Im Ausgang	$\frac{120}{160}$ g	750 g/m ³
Verbrauch durch Reaktion	$\frac{0,072 \cdot 2 \cdot 18}{24,4}$	$\frac{80}{850}$ g
10 % Zuschlag fuer hoechere C ₂ H ₂ Kenn.		<u>83</u>
		913 g/m ³

Kaltwassereinspritzung also knapp ausreichend.

Wärmerechnung Acetonofen.

Eingang: pro m³ CH₄ 1,9 m³ Spaltgas und 1,690 g H₂O
 = 1,9 + 2,28 = 4,18 m³ Gas + Dampf/m³ CH₄

			spez. Wärme
CO ₂	3,4	0,46	0,016
C ₂ H ₂	8,8)	9,0	0,56
C ₂ H ₄	0,2)		
O ₂	0,4)	81,2	0,31
CO	24,6)		
H ₂	56,2)		
CH ₄	6,4	0,56	<u>0,036</u>
			0,354/Nm ³ Spaltgas = 0,325/m ³ Spaltgas
H ₂ O	0,885	0,467	<u>0,414</u>
			0,739/m ³ Gas + Dampf

Wärmetönung im Acetonofen.



$$\frac{0,088 \cdot 4,0 \cdot 1000}{24,4} = 144 \text{ WE/m}^3 \text{ Spaltgas}$$

$\frac{144}{0,739} = 195^\circ$ Temperatursteigerung ohne Zwischenkühlung.

- 200° Temperaturverlust (5% der fühlbaren Wärme)

175°

Zugelassene Temperatursteigerung	Max. 120°	Abzuführen 55°
	Min. 75°	100°

$$100^\circ \text{ entsprechen } \frac{144 \cdot 100}{195} = 74 \text{ WE/m}^3 \text{ Spaltgas}$$

$$\frac{7,4}{100} = 0,074 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \text{ Spaltgas} = 0,2 \text{ kg H}_2\text{O/m}^3 \text{ CH}_4$$

A
250000210

Maximal sollen $\frac{2}{3}$ der Kühlwassermenge in einer Schicht zugegeben werden $0,13 \text{ kg/m}^3 \text{ CH}_4$. Das sind bei $800 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{h}$ und 4 Düsen pro Schicht $\frac{800 \cdot 0,13}{4} = 26 \text{ kg/h/Düse}$. Zum Zerstäuben werden $7,5 \text{ kg Dampf/Düse}$ benötigt. Dadurch wird zusätzlich noch einmal $7,5 \cdot 8 = 60 \text{ kg Dampf}$, $\frac{60000}{800} = 0,075 \text{ kg/m}^3 \text{ CH}_4$ Dampf eingebracht.

Wassergehalte

	<u>gr H₂O</u> <u>m³ Spaltgas</u>	<u>gr H₂O</u> <u>m³ Acetongas</u>	<u>gr H₂O</u> <u>m³ CH₄</u>
Eingang Acetonofen	890	855	1690
Kondensatzugabe	105	102	200
Dampfzugabe	39	37,5	75
Summe	1034	994,5	1965
Verbrauch durch Acetonreaktion	97	93,2	184
	<u>937</u>	<u>901,3</u>	<u>1781</u>

A
250000211

14.7.42.

Kontaktauffrischung.

Es soll eine Temperatursteigerung von 150° (ohne Berücksichtigung der Wärmeverluste) zugelassen werden.

1 m³ O₂ ~ 40 Mol bringen 40 · 94 = 3800 WE

Die spezifische Wärme von Kreislaufgas + Dampf betragen: 0,32 WE/°
= 48 WE/150°

$\frac{48}{3800} = 1,26\% \text{ O}_2 = 50 \text{ m}^3 \text{ O}_2$ bei 4000 m³ Kreislaufgas
= 240 m³ Luft.

240 m³ Luft bringen ein 50 m³ CO₂ 7,8%
190 m³ N₂ 30%

50 x 3800 = 190000 WE

$\frac{190000}{640} = 300 \text{ kg H}_2\text{O} = 400 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{O}$ 62%
640

Sauerstoffgehalt bezogen auf Trockengas $\frac{1,26}{0,38} = 3,3\%$

Dampfgehalt des Gases $\frac{300 \cdot 000}{240} = 1250 \text{ gr/m}^3 = 1360 \text{ gr/Nm}^3$
= 88° Taupunkt.

Diese Werte über den Dampfgehalt gelten nur, wenn die Auffrischung in vollem Gange ist und in der Tat auch die genannte Wärmemenge durch O₂ Verbrennung eingebracht wird.

Ausgebrachte C Menge: 50 m³ · 14 · 40 gr: 24 kg/h

C Gehalt des Kontaktes z.B. 240 kg/m³ Kontakt =

8 m³ Kontakt = 1,92 t C $\frac{1920}{24} = 80 \text{ h}$

Eingebrachte Russmenge in 20 Tagen: 1900 · 24 · 20 · 0,01 = 9,2 kg

16.7.42.

Kreislaufkühlung.

Im Kreislaufkühler soll das Acetongas von seinem Ausgleichspunkt auf $\sim 30^\circ$ abgekühlt werden.

Wärmeinhalt Acetonofeneingang (965 gr/Nm³,) 84° 590 WE/m³

Reaktionswärme im Acetonofen 144 WE/m³

Dampfzugabe an Schliokdüsen 0,105·64 67 WE/m³

801 WE/m³

801 WE/m³ Spaltgas = 884 WE/Nm³ Spaltgas

= 850 WE/Nm³ Acetongas 87° 1293 gr/Nm³

= 1530 WE/m³ CH₄

Die Kreislauflösung soll sich von 30° → 70° dabei erwärmen

$$\frac{1530}{40} = 38,3 \text{ kg Kreislauflösung/h/m}^3 \text{ CH}_4$$

Kleinste Kreislaufmenge bei Erwärmung auf 85°, AT 55°

$$\frac{1530}{55} = 28 \text{ kg/m}^3 \text{ CH}_4$$

Das Flußwasser in den Spiralaustauschern soll sich von 20° auf 45° erwärmen. Über 45° Kesselstein !

$$\frac{1530}{25} = 61 \text{ kg/m}^3 \text{ CH}_4$$

Kondensatanfall : 1,75 kg/m³ CH₄.

250000213

10.7.42.

Wassermenge für Acetonwäsche.

$A =$ kg Aceton/ m^3 CH_4 am Eingang in den Wäscher.

$A_v =$ Vol % Aceton im Acetongas

$$A_v = \frac{A}{1,976} \cdot \frac{24,4}{58} = \frac{1,6}{1,976} \cdot \frac{24,4}{58} = 0,034$$

$A_p =$ Acetonpartialdruck im Acetongas

$$A_p = A_v \cdot 1055$$

$A_0 =$ Acetonkonzentration in der Gleichgewichtslösung

$$A_0 = \frac{A_p}{4,52} \quad (25\%) \quad \frac{A_p}{A_c} = \frac{1,6}{4,52} = 4,52 = a$$

$W =$ Wassermenge/ m^3 CH_4

$$W = \frac{A}{A_0 \cdot 0,8}$$

$$W = \frac{100 \cdot 4,52 \cdot 58 \cdot 1,976 \cdot A}{0,8 \cdot 1055 \cdot A \cdot 24,4} = 25 \text{ l}/m^3 \text{ } CH_4$$

$$W = \frac{58}{24,4} \cdot \frac{1}{\text{Acetongasexpansion}} \cdot \frac{1}{\text{Absolut Druck i-Wsch.}} \cdot \frac{1}{\text{Waschewirkungsgrad}}$$

~~Acetonkonzentration in wässriger Lösung~~ ~~Acetonpartialdruck~~

$$= \frac{58}{24,4} \cdot \frac{1}{A_0} \cdot \frac{1}{P} \cdot \frac{1}{\eta} \cdot \frac{A_0}{A_p} \cdot \frac{A_p}{A_c}$$

Acetonkonzentration in wässriger Lösung

Die Formel ist unabhängig von der Ausbeute an Aceton aus Methan.

$$W_{300} = 3,24 \text{ kg}/m^3 \text{ } CH_4$$

$$\text{Kondensat } 1,75 \text{ kg}/m^3 \text{ } CH_4$$

$$4,99 \text{ kg}/m^3 \text{ } CH_4$$

$$\text{Acetonkonzentration in Destillationszulauf } \frac{0,16}{4,99} = 3,2 \%$$

A
250000214

15.7.42.

Der Acetondampfdruck einer wässrigen Lösung von Aceton beträgt P (mm Hg) $= a \cdot$ Gewichtsprozent Aceton.

Bei 25° gilt diese Formel von 0 - 15 Gewichtsprozent Aceton, bei 90° nur von 0 - 2 Gewichtsprozent Aceton.

Mit den Messungen des analytischen Labors bei 20° , von Journ. phys. Chem. 34, 1310. 1930, bei 25° und dem Neubestimmten Gleichgewichtsdiagramm bei $P = 1$ ata lässt sich für die Temperaturabhängigkeit von a folgende Gleichung aufstellen:

$$\log a = 7,580 - \frac{2068}{T}$$

Die Auswertung dieser Gleichung ergibt für den praktisch in Frage kommenden Bereich folgende Tabelle:

t (° Cels.)	a
0	1,20
5	1,44
10	1,93
15	2,57
20	3,43
25	4,52
30	5,81
35	7,58
40	9,66

Destillation Zugang	4,99 kg/m ³ CH ₄
Zugabe Heizdampf ~	0,25 kg
	5,24 kg/m ³ CH ₄
Bedarf für Rieselkühler ~	3,50 kg/m ³ CH ₄
Abfluss in Kanal	1,74 kg/m ³ CH ₄

Der Verdunstungsverlust im Rieselkühler (bis zu 0,26 kg/m³ CH₄ angesetzt) muss noch experimentell nachgeprüft werden.

la