

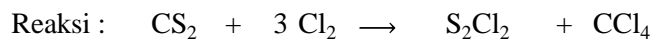
**APPENDIX A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Karbon Tetraklorida = 50,000 ton/tahun  
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari  
 Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam  
 Kapasitas produksi Karbon Tetraklorida =  $\frac{50,000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$   
 = 6313.1313 kg/jam  
 Basis perhitungan bahan baku = 3516 kg/jam CS<sub>2</sub>

Komponen	BM
Karbon Disulfida (CS <sub>2</sub> )	76
Air (H <sub>2</sub> O)	18
Klorin (Cl <sub>2</sub> )	71
Karbon Dioksida (CO <sub>2</sub> )	44
Karbon Tetraklorida (CCl <sub>4</sub> )	154
Sulfur Monoklorida(S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub> )	135

Perhitungan bahan baku

a. CS<sub>2</sub> 99% =  $\frac{99}{100} \times 3515.5999 = 3480.4439$  kg/jam  
 = 45.7953 kmol/jam  
 H<sub>2</sub>O 1% =  $\frac{1}{100} \times 3515.5999 = 35.1560$  kg/jam  
 = 1.9531 kmol/jam  
 b. Cl<sub>2</sub> 99% =  $3 \times 45.7953 = 137.3859$  kmol/jam  
 = 9754.402 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> 1% =  $\frac{1}{99} \times 9754.402 = 98.5293$  kg/jam  
 = 2.2393 kmol/jam



Diketahui yield CCl<sub>4</sub> dari CS<sub>2</sub> 90% kg CCl<sub>4</sub> / kg CS<sub>2</sub>

Asumsi : Massa Reaktar = 3480.4439 Kg = 45.7953 kmol

Dengan pers. 2.9 Hal. 48 Couldson and Richardson's

$$\text{Yield} = \frac{\text{mol produk} \times \text{faktor stokiometri}}{\text{mol reaktan}} \times 100\%$$

dimana dibutuhkan 1 mol CS<sub>2</sub> untuk membentuk 1 mol CCl<sub>4</sub>, sehingga fs = 1

$$90\% = \frac{\text{mol produk} \times 1}{45.7953} \times 100\%$$

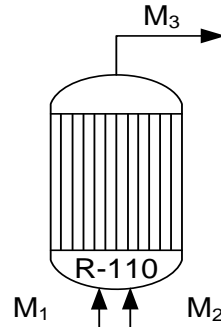
mol produk = 41.2158 kmol

Dengan pers. 2.8 Hal. 47 Couldson and Richardson's

$$\text{Konversi} = \frac{\text{mol reaktan yang bereaksi}}{\text{mol reaktan yang disupply}} \times 100\%$$

dari persamaan reaksi, 1 mol CS<sub>2</sub> yang bereaksi=1 mol CCl<sub>4</sub> yang terbentuk

$$\begin{aligned} \text{Konversi} &= \frac{41.2158}{45.7953} \times 100\% \\ &= 90\% \end{aligned}$$

**1. Reaktor (R-110)****Fungsi:** Untuk mereaksikan Karbon Disulfida dan Klorin

Keterangan:

 $M_1$  : Feed  $CS_2$  masuk reaktor

Konversi = 90%

 $M_2$  : Feed  $Cl_2$  masuk reaktor

Tekanan = 1 atm

 $M_3$  : Aliran produk reaktor

Suhu = 120 °C

## a. Aliran komponen masuk reaktor (R-110)

Komponen	BM	$M_1$	$M_2$	Jumlah
		kg/jam	kg/jam	
$CS_2$	76	3480.4439		3480.4439
$H_2O$	18	35.1560		35.1560
$Cl_2$	71		9754.4020	9754.4020
$CO_2$	44		98.5293	98.5293
Jumlah		3515.5999	9852.9313	13368.5312

Reaksi :	$CS_2$	+	3 $Cl_2$	$\longrightarrow$	$S_2Cl_2$	+	$CCl_4$
M :	45.7953		137.3859				
R :	41.2158		123.6473		41.2158		41.2158
S :	4.5795		13.7386		41.2158		41.2158

Mula - mul: (Perhitungan bahan baku kmol/jam)

 $CS_2 = 45.7953$  $3Cl_2 = 137.3859$ 

Reaksi (Perhitungan kmol/jam X konversi 90%)

 $CS_2 = 41.2158$  $3Cl_2 = 123.647$ 

Sisa : (Perhitungan mula - mula bahan baku kmol/jam

- Perhitungan reaksi bahan baku kmol/jam)

 $CS_2 = 4.5795$  $3Cl_2 = 13.7386$

$$\text{S}_2\text{Cl}_2 = 41.2158$$

$$\text{CCl}_4 = 41.2158$$

$$\begin{aligned}\text{CS}_2 \text{ sisa} &= 4.5795 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 4.5795 \times 76 \\ &= 348.04439 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Cl}_2 \text{ sisa} &= 13.7386 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 13.7386 \times 71 \\ &= 975.4402 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

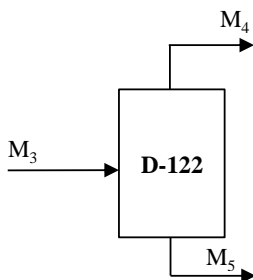
$$\begin{aligned}\text{S}_2\text{Cl}_2 \text{ yang terbentuk} &= 41.2158 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 41.2158 \times 135 \\ &= 5564.1307 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CCl}_4 \text{ yang terbentuk} &= 41.2158 \text{ kmol/jam} \times \text{BM} \\ &= 41.2158 \times 154 \\ &= 6347.231 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor (R-110)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>1</sub> dari F-112		M <sub>3</sub> menuju D-122	
CS <sub>2</sub>	3480.4439	CS <sub>2</sub>	348.0444
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	35.1560
Total	3515.5999	Cl <sub>2</sub>	975.4402
M <sub>2</sub> dari F-111		CO <sub>2</sub>	98.5293
Cl <sub>2</sub>	9754.4020	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307
CO <sub>2</sub>	98.5293	CCl <sub>4</sub>	6347.2306
Total	9852.9313		
Total	13368.5312	Total	13368.5312

## 2. Flash Drum(D-122)

Fungsi: Memisahkan antara produk gas dan liquida



Keterangan:

$M_3$  : Aliran bahan masuk flash drum

$M_4$ : Aliran produk gas keluar flash drum

$M_5$ : Aliran produk liquid keluar flash drum

a. Komponen gas masuk flash drum

Komponen	BM	$M_3$		Komposisi (%berat)
		kmol/jam	kg/jam	
CS <sub>2</sub>	76	4.5795	348.0444	0.0260
H <sub>2</sub> O	18	1.9531	35.1560	0.0026
Cl <sub>2</sub>	71	13.7386	975.4402	0.0730
CO <sub>2</sub>	44	2.2393	98.5293	0.0074
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	135	41.2158	5564.1307	0.4162
CCl <sub>4</sub>	154	41.2158	6347.2306	0.4748
Jumlah		104.9421	13368.5312	1.0000

$$T = 50 \quad C = 323.15 \quad K$$

$$P = 2 \quad \text{atm} = 1520 \quad \text{mmHg}$$

b. Aliran gas keluar flash distilasi

$$\ln p = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{Sumber: Coulson \& Ricardson's})$$

Dari Appendix C Coulson and Richardson's

Komponen	ANTA	ANTB	ANTC	T(K)	Vapour (mmHg)
CS <sub>2</sub>	15.9844	2690.85	-31.62	323.15	857.7422
H <sub>2</sub> O	18.3036	3816.44	-46.13	323.15	92.4653
CCl <sub>4</sub>	15.8742	2808.19	-45.99	323.15	311.7440

Dari Tabel 5.8 J.A.Dean (bar) untuk mengkonversi ke mmHg dikali 750.0620

S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	4.0648	1417.43	-61.685	323.15	193.2236
--------------------------------	--------	---------	---------	--------	----------

Komposisi antara fase gas dan cair ditentukan berdasarkan persamaan:

$$X_{\gamma w} = \frac{Z_{\gamma w} (W/D + 1)}{m\gamma + W/D}$$

Dimana:

$X_{\gamma w}$  = Fraksi mol komponen yang terkondensasi

$Z_{\gamma w}$  = Fraksi mol masing-masing komponen yang terkondensasi dalam umpan

W/D = Perbandingan mol jumlah komponen yang terkondensasi pada fase cair dan gas

$m\gamma$  = Perbandingan tekanan uap murni pada temperatur tertentu, 50 °C, terhadap tekanan total sistem dari komponen yang terkondensasi

(Stewart M dan Arnold K. 2008)

Asumsi:

Kelarutan/difusi gas-gas  $\text{Cl}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  dan  $\text{N}_2$  dalam campuran diabaikan karena harganya kecil sekali.  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  dan  $\text{N}_2$  merupakan non-condensable gas.

Komposisi antara fase gas dan cair ditentukan dengan cara trial harga W/D

Tekanan operasi = 1520 mmHg

Trial harga W/D = 4.3767

Trial benar jika harga  $\Sigma(X_{\gamma w})=1.00$

$$X_{\gamma w} = \frac{Z_{\gamma w} (W/D + 1)}{m_{\gamma} + W/D}$$

No.	Komponen	$Z_{\gamma w}$	$m_{\gamma}$	$X_{\gamma w}$
	$\text{CS}_2$	0.0436	0.5643	0.0475
	$\text{H}_2\text{O}$	0.0186	0.0608	0.0226
	$\text{CCl}_4$	0.3927	0.2051	0.4609
	$\text{S}_2\text{Cl}_2$	0.3927	0.1271	0.4689
	Total			1

Dengan demikian trial tersebut dianggap benar sehingga :

$$F = W + D$$

$$104.9421 = 4.3767 D + D$$

$$104.9421 = 5.3767 D$$

$$D = 19.5180 \text{ kmol/jam}$$

$$W = 85.4241 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi liquid keluar dari flash drum

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	% berat
$\text{CS}_2$	76	4.0565	308.295	0.0261
$\text{H}_2\text{O}$	18	1.9263	34.674	0.0029
$\text{CCl}_4$	154	39.3840	6065.141	0.5133
$\text{S}_2\text{Cl}_2$	135	40.0525	5407.082	0.4576
Jumlah		85.4193	11815.192	1

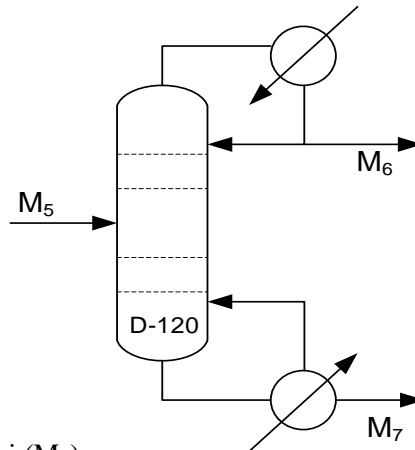
Komposisi gas keluar dari flash drum

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
$\text{CS}_2$	76	0.5230	39.7497
$\text{H}_2\text{O}$	18	0.0268	0.4819
$\text{Cl}_2$	71	13.7386	975.4402
$\text{CO}_2$	44	2.2393	98.5293
$\text{S}_2\text{Cl}_2$	135	1.1633	157.0488
$\text{CCl}_4$	154	1.8317	282.0893
Jumlah		19.5228	1553.3393

Neraca Massa Flash Drum (D-122)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>3</sub> dari R-110		M <sub>4</sub> menuju Tangki Penampung	
CS <sub>2</sub>	348.0444	CS <sub>2</sub>	39.7497
H <sub>2</sub> O	35.1560	H <sub>2</sub> O	0.4819
Cl <sub>2</sub>	975.4402	Cl <sub>2</sub>	975.4402
CO <sub>2</sub>	98.5293	CO <sub>2</sub>	98.5293
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5564.1307	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	157.0488
CCl <sub>4</sub>	6347.2306	CCl <sub>4</sub>	282.0893
Jumlah	13368.5312	Jumlah	1553.3393
		M <sub>5</sub> menuju D-120	
		CS <sub>2</sub>	308.2947
		H <sub>2</sub> O	34.6741
		CCl <sub>4</sub>	6065.1413
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.0819
		Jumlah	11815.1920
Total	13368.5312	Total	13368.5312

### 3. Kolom Distilasi (D-120)

Fungsi : untuk memisahkan Karbon Tetraklorida(CCl<sub>4</sub>) dari campurannya



Aliran feed distilasi (M<sub>5</sub>) :

Komponen	BM	Titik didih (°C)	kg/jam	kmol/jam
CS <sub>2</sub>	76	46	308.29465	4.05651
CCl <sub>4</sub>	154	77	6065.14132	39.38403
H <sub>2</sub> O	18	100	34.67406	1.92634
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	135	137	5407.08195	40.05246
Total			11815.19198	85.41934

Untuk menentukan HK dan LK ditentukan dari beban destilasi terendah

$$\text{Diperoleh beban destilasi terendah } \frac{\Delta D}{\Delta T} = 6.22378 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Sehingga ditentukan CCl<sub>4</sub> sebagai Light key, dan H<sub>2</sub>O sebagai heavy key

Asumsi: H<sub>2</sub>O (heavy key) dalam destilat = 1%

CCl<sub>4</sub> (Light key) dalam bottom = 1%

Persamaan neraca massa pada kolom destilasi

$$F = D + B$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + B \cdot X_B$$

Komponen	Feed destilasi		Destilat		Bottom	
	kmol/jam	X <sub>F</sub>	kmol/jam	X <sub>D</sub>	kmol/jam	X <sub>B</sub>
- CS <sub>2</sub>	4.05651	0.04749	4.05651	0.09419	0.00000	0.00000
- CCl <sub>4</sub>	39.38403	0.46107	38.99019	0.90536	0.39384	0.00930
- H <sub>2</sub> O	1.92634	0.02255	0.01926	0.00045	1.90707	0.04503
- S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	40.05246	0.46889	0.00000	0.00000	40.05246	0.94567
Total	85.41934	1.00000	43.06597	1.00000	42.35337	1.00000

Untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk proses destilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error terhadap kondisi operasi

#### A. Menentukan suhu Bubble Point pada kolom destilasi D-120

Perhitungan bubble point untuk feed, destilat, dan bottom menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed terdiri dari 3 komponen. Perhitungan dilakukan dengan cara mencari masing-masing komponen feed, destilat, bottom. Perhitungan dilakukan dengan mengasumsi harga P<sub>i</sub><sup>sat</sup> pertama = 760 mmHg (1 atm). Dengan trial and error dicari nilai T<sub>i</sub><sup>sat</sup> yang tepat. Nilai yang tepat digunakan untuk mencari P<sub>i</sub><sup>sat</sup> dengan menggunakan persamaan Antoine :

$$P_i^{\text{sat}} = \exp \left[ A - \left( \frac{B}{T_i^{\text{sat}} + C} \right) \right]$$

Dimana :  
T<sub>i</sub><sup>sat</sup> dalam K  
A, B, C konstanta Antoine komponen

Dari Appendix C Coulson and Richardson didapatkan tabel berikut :

Komponen	Antoine		
	A	B	C
CS <sub>2</sub>	15.9844	2690.8500	-31.62000
CCl <sub>4</sub>	15.8742	2808.1900	-45.99000
H <sub>2</sub> O	18.3036	3816.4400	-46.13000

Dari Tabel 5.8 J.A.Dean (bar) untuk mengkonversi ke mmHg dikali 750.06376

S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	4.06480	1417.4300	-61.68500
--------------------------------	---------	-----------	-----------

Nilai P<sub>i</sub><sup>sat</sup> yang didapatkan, digunakan untuk mencari harga K<sub>i</sub> dengan persamaan

$$K_i = \frac{P_i^{\text{sat baru}}}{P_i^{\text{sat asumsi}}}$$

Kemudian cek terhadap nilai  $T_i^{\text{sat}}$  dengan menggunakan persamaan 11.5a dan 11.5 b (*Couldson and Richardson*)

1. Cek  $Y_i$  dengan menggunakan harga  $K_i$

$$Y_i = \sum (K_i \cdot X_i) = 1$$

2.  $X_i$  pada komposisi awal digunakan untuk cek terhadap  $P_i^{\text{sat}}$  asumsi

$$\sum (P_i^{\text{sat}} \cdot X_i) = 760 \text{ mmHg}$$

Menentukan suhu Dew Point pada kolom destilasi D-120

B. Perhitungan dew point untuk feed, destilat, dan bottom menggunakan sistem multi komponen yang diketahui feed terdiri dari 3 komponen yang sama dengan perhitungan bubble point, hanya simbol fraksi untuk masing-masing komponen feed, destilat dan bottom adalah  $Y_i$ . Sehingga untuk cek nilai  $T_i^{\text{sat}}$  didapat dari persamaan 11.5a dan 11.5b (*Couldson and Richardson*)

1. Cek harga  $X_i$  dengan menggunakan nilai  $K_i$

$$X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$$

2.  $X_i$  dapat digunakan untuk cek terhadap  $P_i^{\text{sat}}$  asumsi

$$P_i^{\text{sat}} \text{ asumsi} = \sum (P_i^{\text{sat}} \text{ asumsi} \cdot X_i) = 760 \text{ mmHg}$$

Hasil perhitungan trial and error pada kolom destilasi (D-120) :

1. Feed

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 86.11352 \text{ }^\circ\text{C} = 359.26352 \text{ K}$$

Komponen	$x_F$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_F$	$P^{\text{sat}} \cdot x_F$
CS <sub>2</sub>	0.04749	2372.41404	3.12160	0.14824	112.66439
CCl <sub>4</sub>	0.46107	1002.42811	1.31898	0.60814	462.18648
H <sub>2</sub> O	0.02255	452.91310	0.59594	0.01344	10.21388
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	373.06209	0.49087	0.23017	174.92589
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 101.87207 \text{ }^\circ\text{C} = 375.02207 \text{ K}$$

Komponen	$y_F$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_F / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CS <sub>2</sub>	0.04749	3458.33149	4.55044	0.01044	36.09190
CCl <sub>4</sub>	0.46107	1539.94188	2.02624	0.22755	350.41089
H <sub>2</sub> O	0.02255	812.13908	1.06860	0.02110	17.13916
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	474.04362	0.62374	0.75174	356.35805
Total	1			1	760



## 2. Destilat

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 72.47390 \text{ }^{\circ}\text{C} = 345.62390 \text{ K}$$

Komponen	$x_D$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_D$	$P^{\text{sat}} \cdot x_D$
CS <sub>2</sub>	0.09419	1660.57696	2.18497	0.20581	156.41457
CCl <sub>4</sub>	0.90536	666.55959	0.87705	0.79405	603.47625
H <sub>2</sub> O	0.00045	259.98810	0.34209	0.00015	0.11629
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 74.84385 \text{ }^{\circ}\text{C} = 347.99385 \text{ K}$$

Komponen	$y_D$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_D / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CS <sub>2</sub>	0.09419	1770.67169	2.32983	0.04043	71.58661
CCl <sub>4</sub>	0.90536	717.43055	0.94399	0.95908	688.07344
H <sub>2</sub> O	0.00045	287.34445	0.37808	0.00118	0.33995
Total	1			1	760

## 3. Bottom

Perhitungan Bubble point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 129.10780 \text{ }^{\circ}\text{C} = 402.25780 \text{ K}$$

Komponen	$x_B$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$y_i = K_i \cdot x_B$	$P^{\text{sat}} \cdot x_B$
CCl <sub>4</sub>	0.00930	2957.07290	3.89089	0.03618	27.49757
H <sub>2</sub> O	0.04503	1972.60430	2.59553	0.11687	88.82175
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	680.65664	0.89560	0.84695	643.67890
Total	1			1	760

Perhitungan Dew point

$$P^{\text{sat}} \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T^{\text{sat}} = 135.03807 \text{ }^{\circ}\text{C} = 408.18807 \text{ K}$$

Komponen	$y_B$	$P^{\text{sat}}$	$K_i$	$x_i = y_B / K_i$	$P^{\text{sat}} \cdot x_i$
CCl <sub>4</sub>	0.00930	3364.42150	4.42687	0.00210	7.06717
H <sub>2</sub> O	0.04503	2351.10113	3.09355	0.01456	34.22102
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	730.90787	0.96172	0.98331	718.71181
Total	1			1	760

## C. Menentukan reflux minimum

Dengan menggunakan persamaan 11.61 Couldson and Richardson's

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \cdot x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya,  $q = 1$  (Kusnarjo, 2012)

$$\text{Trial } \theta = 1.47741$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komposisi	$x_F$	$\alpha$	$1-q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
CS <sub>2</sub>	0.04749	6.35930	0.06186
CCl <sub>4</sub> Lk	0.46107	2.68703	1.02421
H <sub>2</sub> O Hk	0.02255	1.21404	-0.10396
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.46889	1.00000	-0.98216
Jumlah	1.00000		0

Dengan menggunakan persamaan 11.60 Couldson and Richardson's

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Destilat keluar kolom destilasi

Komposisi	$x_D$	$\alpha$	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$
CS <sub>2</sub>	0.09419	6.38713	0.12254
CCl <sub>4</sub> Lk	0.90536	2.56381	2.13657
H <sub>2</sub> O Hk	0.00045	1.00000	-0.00094
Jumlah	1.00000		2.25817

$$R_m + 1 = 2.25817$$

$$R_m = 1.25817$$

$$\text{Direncanakan refluks rasio} = 1.5 \times R_m$$

$$R = 1.88726$$

D. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1 Menghitung laju alir bagian atas

Menghitung aliran masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 2.88726 \times 43.06597 \\ &= 124.34247 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	$x_D$	M vapor masuk kondensor	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	11.71218	890.12558
CCl <sub>4</sub>	0.90536	112.57467	17336.49960
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.05562	1.00113
Jumlah	1.00000	124.34247	18227.62631

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$\begin{aligned} L_o &= R \times D \\ &= 1.88726 \times 43.06597 \end{aligned}$$

$$= 81.27650 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_D$	$M_{\text{refluks destilat}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	7.65567	581.83093
CCl <sub>4</sub>	0.90536	73.58448	11332.00969
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.03635	0.65439
Jumlah	1.00000	81.27650	11914.49501

Menghitung aliran keluar kondensor menuju F-133

Komposisi	$x_D$	$M_6$	
		kmol/jam	kg/jam
CS <sub>2</sub>	0.09419	4.05651	308.29465
CCl <sub>4</sub>	0.90536	38.99019	6004.48991
H <sub>2</sub> O	0.00045	0.01926	0.34674
Jumlah	1.00000	43.06597	6313.13130

Neraca Massa Kondensor E-132			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
$M_{\text{vapor masuk kondensor}}$		$M_{\text{refluks destilat}} \text{ menuju D-130}$	
CS <sub>2</sub>	890.12558	CS <sub>2</sub>	581.83093
CCl <sub>4</sub>	17336.49960	CCl <sub>4</sub>	11332.00969
H <sub>2</sub> O	1.00113	H <sub>2</sub> O	0.65439
Jumlah	18227.62631	Jumlah	11914.49501
		$M_6 \text{ menuju F-136}$	
		CS <sub>2</sub>	308.29465
		CCl <sub>4</sub>	6004.48991
		H <sub>2</sub> O	0.34674
		Jumlah	6313.13130
Total	18227.62631	Total	18227.62631

2. Menghitung laju alir bagian bawah

Menghitung aliran masuk reboiler

$$\bar{V} = L_o + qF$$

$$= 81.27650 + 1 \times 85.41934$$

$$= 166.69584 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_B$	$M_{\text{liquid masuk reboiler}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	1.55009	238.71389
H <sub>2</sub> O	0.04503	7.50592	135.10662
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	157.63983	21281.37686
Jumlah	1.00000	166.69584	21655.19737

Menghitung aliran keluar reboiler yang direfluks

$$\bar{V} = V + F(q-1)$$

$$= 124.34247 + 85.41934 \times (1 - 1)$$

$$= 124.34247 \text{ kmol/jam}$$

Komposisi	$x_B$	$M_{\text{refluks bottom}}$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	1.15625	178.06248
H <sub>2</sub> O	0.04503	5.59885	100.77930
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	117.58737	15874.29491
Jumlah	1.00000	124.34247	16153.13669

Menghitung aliran keluar reboiler

Komposisi	$x_B$	$M_7$	
		kmol/jam	kg/jam
CCl <sub>4</sub>	0.00930	0.39384	60.65141
H <sub>2</sub> O	0.04503	1.90707	34.32732
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	0.94567	40.05246	5407.08195
Jumlah	1.00000	2.30091	5502.06068

Neraca Massa Reboiler E-136			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
$M_{\text{liquid masuk reboiler}}$		$M_{\text{refluks bottom}} \text{ menuju D-130}$	
CCl <sub>4</sub>	238.71389	CCl <sub>4</sub>	178.06248
H <sub>2</sub> O	135.10662	H <sub>2</sub> O	100.77930
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	21281.37686	S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	15874.29491
Jumlah	21655.19737	Jumlah	16153.13669
		$M_7 \text{ menuju F-140}$	
		CCl <sub>4</sub>	60.65141
		H <sub>2</sub> O	34.32732
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195
		Jumlah	5502.06068
Total	21655.19737	Total	21655.19737

Hasil secara keseluruhan sebagai berikut :

$$P \text{ asumsi} = 760 \text{ mmHg}$$

Perhitungan temperature pada feed :

$$\text{Bubble Point} = 86.11352 \text{ }^\circ\text{C} = 359.26352 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 101.87207 \text{ }^\circ\text{C} = 375.02207 \text{ K}$$

Perhitungan temperature pada destilat :

$$\text{Bubble Point} = 72.47390 \text{ }^\circ\text{C} = 345.62390 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 74.84385 \text{ }^\circ\text{C} = 347.99385 \text{ K}$$

Perhitungan temperature pada bottom :

$$\text{Bubble Point} = 129.10780 \text{ }^\circ\text{C} = 402.25780 \text{ K}$$

$$\text{Dew Point} = 135.03807 \text{ }^\circ\text{C} = 408.18807 \text{ K}$$

Neraca Massa Kolom Distilasi (D-120)			
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
M <sub>5</sub> dari D-122		M <sub>6</sub> menuju F-128	
CS <sub>2</sub>	308.29465	CS <sub>2</sub>	308.29465
CCl <sub>4</sub>	6065.14132	CCl <sub>4</sub>	6004.48991
H <sub>2</sub> O	34.67406	H <sub>2</sub> O	0.34674
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195		
Jumlah	11815.19198	Jumlah	6313.13130
		M <sub>7</sub> menuju F-131	
		CCl <sub>4</sub>	60.65141
		H <sub>2</sub> O	34.32732
		S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	5407.08195
		Jumlah	5502.06068
Total	11815.19198	Total	11815.19198

Kemurnian Carbon Tetrachlorida = 95%