

APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas = 100000 ton/tahun

Produk

$$\begin{aligned} \text{Produksi Butadiena} &= 100000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12626,2626 \end{aligned}$$

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Basis perhitungan = 46150,2403 kg/jam

Diketahui:

Komposisi feed masuk:

- C₄H₁₀ (n-Butane) = 99%
- C₄H₁₀ (i-Butane) = 1%

Sehingga:

- C₄H₁₀ (n-Butane) = 45688,7379 kg/jam = 786,0807 kgmol/jam
- C₄H₁₀ (i-Butane) = 461,5024 kg/jam = 7,9402 gmol/jar

Komponen	BM (kg/kmol)
n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	58,1222
i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	58,1222
C ₄ H ₈ (Butene)	56,1065
C ₄ H ₆ (Butadiene)	54,0900
H ₂ O (Air)	18,0150
H ₂ (Hydrogen)	2,0160
C ₃ H ₇ NO (DimethylFormamide)	73,0950

1. Fire Preheater (Q-115)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan dari suhu 30°C sampai suhu 600°C



Berdasarkan perhitungan neraca panas:

Didapatkan kebutuhan fuel masuk sebesar kg/jam

Neraca massa total: $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

M_1 = Massa C₄H₁₀ kemurnian 99 % dari storage

M_2 = Massa fuel oil yang masuk

M_3 = Massa gas keluar fire preheater menuju reaktor

M_4 = Massa steam keluar fire preheater

Neraca Massa Fire Preheater (Q-115)

Masuk	kmol/jam	kg/jam	Keluar	kmol/jam	kg/jam
Feed gas masuk (M₁)			Menuju reaktor (M₃)		
n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	786,0807	45688,7379	n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	786,0807	45688,7379
i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,9402	461,5024	i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,9402	461,5024
Jumlah Pembakaran (M₂)		46150,2403	Jumlah (M₄)		46150,2403
Fuel Oil		40979,1412	Udara		2395513,0893
Udara		2354533,9481	Panas		
Jumlah		2395513,089	Jumlah		2395513,089
Total		2441663,330	Total		2441663,330

2. Reaktor (R-110)

Fungsi: Untuk menghidrogenasi n-Butane menjadi Butadiene



Neraca massa total: $M_3 = M_5$

Keterangan:

M_3 = Aliran gas butane dari fire preheater menuju reaktor

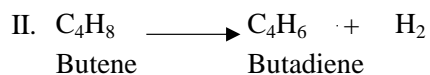
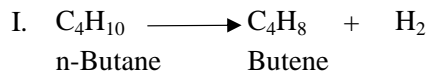
M_5 = Aliran gas-gas hasil reaksi dari reaktor menuju quencher

Feed masuk dari penampung reaktor sebesar :

$$\text{- C}_4\text{H}_{10} \text{ (n-Butane)} = 45688,7379 \text{ kg/jam} = 786,081 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{- C}_4\text{H}_{10} \text{ (i-Butane)} = 461,5024 \text{ kg/jam} = 7,9402 \text{ kgmol/jam}$$

Reaksi yang terjadi :



Tinjau Reaksi I

	C_4H_{10}	$\xrightarrow{\text{Konversi 60\%}}$	C_4H_8	+	H_2
m:	786,0807		-		-
r:	471,6484		471,6484		471,6484
s:	314,4323		471,6484		471,6484

$$\text{- C}_4\text{H}_{10} \text{ yang tersedia} = 786,0807 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{- C}_4\text{H}_{10} \text{ yang bereaksi} = 0,60 \times 786,0807$$

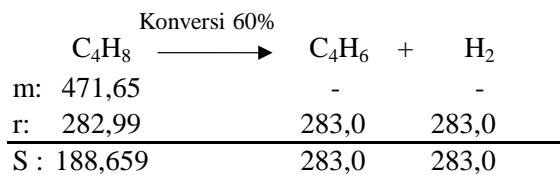
$$= 471,6484 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 471,6484 \times 58,1222 \text{ kg/kmol}$$

$$= 27413,2428 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{C}_4\text{H}_{10} \text{ yang tersisa} &= 314,4323 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 314,4323 \times 58,1222 \text{ kg/kmol} \\
 &= 18275,4952 \text{ kg/jam} \\
 - \text{C}_4\text{H}_8 \text{ yang terbentuk} &= 471,6484 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 471,6484 \times 56,1065 \text{ kg/kmol} \\
 &= 13194,2800 \text{ kg/jam} \\
 - \text{H}_2 \text{ yang terbentuk} &= 471,6484 \text{ kg/jam} \\
 &= 471,6484 \times 2,0160 \text{ kg/kmol} \\
 &= 950,8432 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tinjau Reaksi II



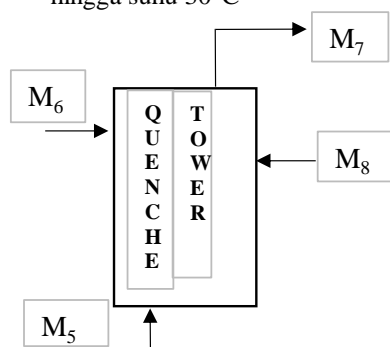
$$\begin{aligned}
 - \text{Butene yang bereaksi} &= 282,9890 \times 56,107 = 15877,5246 \text{ kg/jam} \\
 - \text{Butene yang tersisa} &= 188,6594 \times 56,107 = 10585,0164 \text{ kg/jam} \\
 - \text{Butadiena terbentuk} &= 282,9890 \times 54,09 = 15306,8772 \text{ kg/jam} \\
 - \text{H}_2 \text{ yang terbentuk} &= 282,9890 \times 2,016 = 570,5059 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor (R-110)

Masuk	kmol/jam	kg/jam	Keluar	kmol/jam	kg/jam
Feed gas masuk (M₃)			Keluar Reaktor (M₅)		
n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	786,0807	45688,7379	n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	314,4323	18275,4952
i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,9402	461,5024	i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,9402	461,5024
			C ₄ H ₈ (Butene)	188,6594	10585,0164
			C ₄ H ₆ (Butadiene)	282,9890	15306,8772
			H ₂ (Hydrogen)	754,6374	1521,3491
Total		46150,240	Total		46150,2403

3. Quencher Tower (Q-121)

Fungsi: Untuk mendinginkan secara mendadak produk keluaran reaktor suhu 600°C hingga suhu 30°C



Neraca masaa total:

$$M_5 + M_6 = M_7 + M_8$$

Keterangan :

M_5 = Aliran gas-gas hasil reaksi dari reaktor menuju quencher tower

M_6 = Aliran air pendingin masuk quencher

M_7 = Aliran gas keluar quencher tower

M_8 = Aliran air pendingin keluar quencher tower

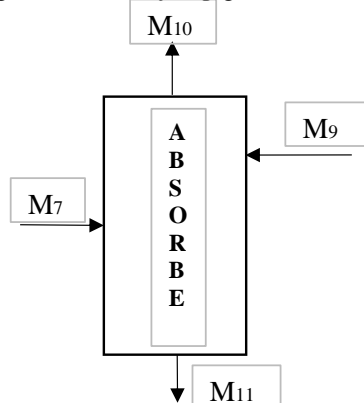
Asumsi bahwa ada air yang terikut dengan gas sebesar 1% dan gas yang terikut dalam air sebesar 1%. Hal ini karena kelarutan gas dalam air sangat kecil.

Neraca Massa Quencher (Q-121)

Masuk	kmol/jam	kg/jam	Keluar	kmol/jam	kg/jam
Feed gas masuk (M₅)			Produk Atas (M₇)		
n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	314,4323	18275,4952	n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	314,4323	18092,7402
i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,9402088	461,5024	i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	7,94021	456,8874
C ₄ H ₈ (Butene)	188,6594	10585,0164	C ₄ H ₈ (Butene)	188,6594	10479,1663
C ₄ H ₆ (Butadiene)	282,9890	15306,8772	C ₄ H ₆ (Butadiena)	282,9890	15153,8085
H ₂ (Hydrogen)	754,6374	1521,3491	H ₂ (Hydrogen)	754,6374	1506,1356
			H ₂ O	15,879	2,8605
Jumlah Air masuk (M₆)		46150,2403	Jumlah Produk Bawah (M₈)		45691,5985
H ₂ O	15,879	286,0544	n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)		182,7550
			i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)		4,6150
			C ₄ H ₈ (Butene)		105,8502
			C ₄ H ₆ (Butadiene)		153,0688
			H ₂ (Hydrogen)		15,2135
			H ₂ O		283,1939
Jumlah		286,0544	Jumlah		744,6963
Total		46436,2947	Total		46436,2947

4. Absorber (D-120)

Fungsi: Untuk menyerap gas butadiena dengan pengabsorben dimethylformamide



Neraca massa total :

$$M_7 + M_9 = M_{10} + M_{11}$$

Keterangan :

M_7 = Aliran feed masuk dari quencher tower

M_9 = Aliran DMF masuk ke kolom absorber

M_{10} = Aliran gas buang menuju ke tangki penampungan

M_{11} = Aliran gas hasil reaksi menuju ke stripping

$$\text{Density butadie1} = 2,308 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Density DMF} = 949 \text{ kg/m}^3$$

Data kelarutan dalam N-methylpyrrolidone (NMP):

$$\begin{aligned} C_4H_6 &= 83,4 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ DMF} \quad (\text{Zeon Industrial}) \\ &= \frac{83,4 \text{ m}^3}{1 \text{ m}^3 \text{ DMF}} \times \frac{2,3080 \text{ kg/m}^3}{949 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,2028 \text{ kg/kg } C_3H_7NO \end{aligned}$$

C_3H_7NO yang dibutuhkan untuk menyerap C_4H_6 :

$$= \frac{15153,8085}{0,2028} = 74711,2755 \text{ kg/jam}$$

Karena C_3H_7NO mengandung air 1% maka : 75465,9349 kg/jam

Asumsi C_4H_6 yang terserap = 99%

Asumsi kadar air pada adsor = 1%

C_4H_6 yang terlarut = 15002,3 kg/jam

C_4H_6 yang tidak terlarut = 151,538 kg/jam

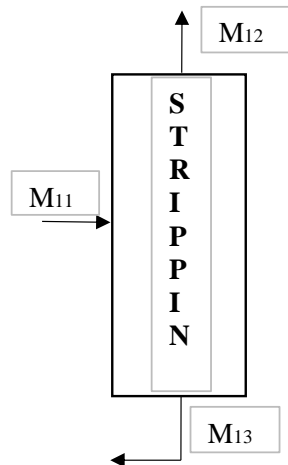
Neraca Massa Kolom Absorber (D-120)

Masuk	kmol/jam	kg/jam	Keluar	kmol/jam	kg/jam
Feed gas masuk			Produk Atas		
(M_7)			(M_{10})		
n- C_4H_{10} (n-Butane)	311,2879	18092,7402	n- C_4H_{10} (n-Butane)	5,3557	17911,8128
i- C_4H_{10} (i-Butane)	7,8608	456,8874	i- C_4H_{10} (i-Butane)	0,1352	452,3185
C_4H_8 (Butene)	186,7728	10479,1663	C_4H_8 (Butene)	3,3289	10374,3746
C_4H_6 (Butadiene)	280,1592	15153,8085	C_4H_6 (Butadiene)	2,8016	151,5381
H_2 (Hydrogen)	747,0911	1506,1356	H_2 (Hydrogen)	370,5809	1506,1356
H_2O	0,1588	2,8605	Jumlah		30396,1796
Jumlah		45691,5985	Produk Bawah ke Stripping		
			(M_{11})		
			n- C_4H_{10} (n-Butane)	3,11288	180,9274
			i- C_4H_{10} (i-Butane)	0,0786	4,5689
			C_4H_8 (Butene)	1,8677	104,7917
Tangki solvent			C_4H_6 (Butadiene)	277,358	15002,2704
(M_9)					

C ₃ N ₇ NO (DMF)	1022,1120	74711,2755	H ₂ O	42,0494	757,5199
H ₂ O	41,8906	754,6593	C ₃ N ₇ NO (DMF)	1022,112	74711,2755
Jumlah		75465,9349	Jumlah		90761,3538
Total		121157,5334	Total		121157,5334

5. STRIPPING

Fungsi: untuk menghilangkan gas yang terlarut dalam cairan produk



Neraca massa total :

$$M_{11} = M_{12} + M_{13}$$

Keterangan :

M_{11} = Aliran feed masuk dari Absorber

M_{12} = Aliran gas keluaran produk atas masuk ke Destilasi

M_{13} = Aliran pelarut kembali masuk ke Stripping

a. Aliran komponen masuk stripping:

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀ (n-Butane)	58,12	3,1129	180,9274
i-C ₄ H ₁₀ (i-Butane)	58,12	0,0786	4,5689
C ₄ H ₈ (Butene)	56,11	1,8677	104,7917
C ₄ H ₆ (Butadiene)	54,09	277,3473	15002,2704
H ₂ O	18,02	42,0494	757,5199
C ₃ H ₇ NO (DMF)	73,10	1022,1120	74711,2755
Jumlah			90761,3538

Titik didih komponen pada 1 atm:

$$n\text{-C}_4\text{H}_{10} = -0,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$i\text{-C}_4\text{H}_{10} = -0,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{C}_4\text{H}_8 = -1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{C}_4\text{H}_6 = -4,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{C}_3\text{H}_7\text{NO} = 153 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F = D + B$$

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

Komponen	Feed (F)		Destilat (D)		Bottom (B)	
	kmol/jam	x _F	kmol/jam	x _D	kmol/jam	x _B
n-C ₄ H ₁₀	3,1129	0,0023	0,2490	0,0009	2,8638	0,0027
i-C ₄ H ₁₀	0,0786	0,0001	0,0063	0,00002	0,0723	0,0001
C ₄ H ₈	1,8677	0,0014	0,1494	0,0005	1,7183	0,0016
C ₄ H ₆ (LK)	277,3473	0,2060	277,3473	0,9866	0,0000	0,0000
H ₂ O (HK)	42,0494	0,0312	3,3640	0,0120	38,6854	0,0363
C ₃ H ₇ NO	1022,1120	0,7590	0,0000	0,00000	1022,1120	0,9593
Jumlah	1346,5679	1,0000	281,1160	1,0000	1065,4519	1,0000

Komponen	Feed (F)		Destilat (D)		Bottom (B)	
	kg/jam	x _F	kg/jam	x _D	kg/jam	x _B
n-C ₄ H ₁₀	180,9274	0,0020	14,4742	0,0010	166,4532	0,0022
i-C ₄ H ₁₀	4,5689	0,0001	0,3655	0,00002	4,2034	0,0001
C ₄ H ₈	104,7917	0,0012	8,3833	0,0006	96,4083	0,0013
C ₄ H ₆ (LK)	15002,2704	0,1653	15002,2704	0,9944	0,0000	0,0000
H ₂ O (HK)	757,5199	0,0083	60,6016	0,0040	696,9183	0,0092
C ₃ H ₇ NO	74711,2755	0,8232	0,0000	0,0000	74711,2755	0,9873
Jumlah	90761,3538	1,0000	15086,0950	1,0000	75675,2587	1,0000

b. Menghitung nilai q :

Karena feed masuk dalam fase liquid maka :

$$q = \frac{\lambda + C_{pL} (T_{DF} - T_F)}{\lambda}$$

$$\lambda = 48690 \text{ kJ/kgmol}$$

$$C_{pL} = 159,1 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{DF} = 123,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_F = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sehingga:

$$q = 1,0449$$

c. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11,7-19 dan 11,7-20 (Geankoplis, 1993)

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

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

$$\text{Trial } \theta = 0,0928$$

Umpan masuk kolom stripper

Komposisi	x _F	x _D	K _i	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0023	0,0009	0,7500	0,0009	0,0000

i-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,0000	0,7500	0,0000	0,0000
C ₄ H ₈	0,0014	0,0005	1,0500	0,0005	0,0000
C ₄ H ₆	0,2060	0,9866	6,2230	2,4577	0,2141
H ₂ O	0,0312	0,0120	2,5320	1,0000	0,0344
C ₃ H ₇ NO	0,7590	0,0000	0,1124	0,0444	-0,6955
Jumlah	1,0000				1,0385

Komposisi	x _D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{D_i}}{\alpha - \theta}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,0009	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₈	0,0005	0,0005	0,0000
C ₄ H ₆ (LK)	0,9866	2,4577	1,0253
H ₂ O (HK)	0,0120	1,0000	0,0132
C ₃ H ₇ NO	0,0000	0,0444	0,0000
Jumlah	1,0000		1,0385

$$R_m + 1 = 1,0385$$

$$R_m = 0,0385$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks rasio} &= 1,5 \times R_m \\ &= 0,0578 \end{aligned}$$

d. Menghitung panas pada laju alir bagian bawah

1. Menghitung laju alir bagian atas

Menghitung aliran masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 1,0578 \times 281,1160 \\ &= 297,3528 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	xD	Dari Stripping	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,2634	15,3102
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0067	0,3866
C ₄ H ₈	0,0005	0,1580	8,8675
C ₄ H ₆ (LK)	0,9866	293,3664	15868,7759
H ₂ O (HK)	0,0120	3,5582	64,1018
C ₃ H ₇ NO	0,0000	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000	296,925	15957,4421

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

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

$$\begin{aligned} L_o &= R \times D \\ &= 0,058 \times 281,116 \text{ kmol/jam} \\ &= 16,2368 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	xD	Kembali ke Absorber	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,0144	0,8360
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0004	0,0211
C ₄ H ₈	0,0005	0,0086	0,5016
C ₄ H ₆ (LK)	0,9866	16,0191	898,7760
H ₂ O (HK)	0,0120	0,1943	10,5099
C ₃ H ₇ NO	0,0000	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000	16,2368	910,6446

Komposisi	xD	Menuju Destilasi	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,2490	14,4742
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0063	0,3655
C ₄ H ₈	0,0005	0,1494	8,3833
C ₄ H ₆ (LK)	0,9866	277,3473	15002,2704
H ₂ O (HK)	0,0120	3,3640	60,6016
C ₃ H ₇ NO	0,0000	0,0000	0,0000
Jumlah	1,0000	3,3640	15086,0950

2. Menghitung laju alir bagian bawah

Menghitung aliran masuk reboiler

$$\begin{aligned} \bar{L} &= L_0 + qF \\ &= 16,2368 + 1,04 \times 1346,5679 \\ &= 1423,3055 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	xB	Dari Stripping	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0027	3,8257	222,3599
i-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,0966	5,6151
C ₄ H ₈	0,0016	2,2954	128,7890
C ₄ H ₆ (LK)	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (HK)	0,0363	51,6787	930,9924
C ₃ H ₇ NO	0,9593	1365,4090	99804,5709
Jumlah	1,0000	1423,3055	101092,3274

Menghitung aliran keluar reboiler yang direfluks

$$\begin{aligned} \bar{V} &= V + F(q-1) \\ &= 297,3528 + 0,04 \times 1346,5679 \\ &= 357,8536 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	xB	Kembali ke Absorber	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0027	0,7993	46,4548
i-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,0243	1,4118
C ₄ H ₈	0,0016	0,5771	32,3807
C ₄ H ₆ (LK)	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (HK)	0,0363	12,9933	234,0741
C ₃ H ₇ NO	0,9593	343,2970	25093,2953
Jumlah	1,0000	357,6910	25407,6167

Menghitung aliran keluar reboiler menuju ke Absorber

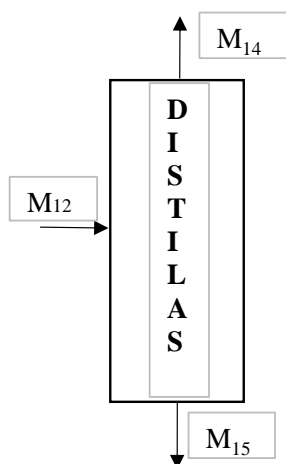
Komposisi	xB	Keluar meninggalkan Stripper	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0027	3,0265	175,9051
i-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,0723	4,2034
C ₄ H ₈	0,0016	1,7183	96,4083
C ₄ H ₆ (LK)	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (HK)	0,0363	38,6854	696,9183
C ₃ H ₇ NO	0,9593	1022,1120	74711,2755
Jumlah	1,0000	1065,6145	75684,7107

Neraca Massa Stripping

Masuk			Keluar		
Komponen	kmol/jam	kg/jam	Komponen	kmol/jam	kg/jam
Dari Absorber (M₁₁)			Menuju Destilasi (M₁₂)		
n-C ₄ H ₁₀	3,1129	180,9274	n-C ₄ H ₁₀	0,2490	14,4742
i-C ₄ H ₁₀	0,0786	4,5689	i-C ₄ H ₁₀	0,0063	0,3655
C ₄ H ₈	1,8677	104,7917	C ₄ H ₈	0,1494	8,3833
C ₄ H ₆	277,3473	15002,2704	C ₄ H ₆	277,3473	15002,2704
H ₂ O	42,0494	757,5199	H ₂ O	3,3640	60,6016
C ₃ H ₇ NO	1022,1120	74711,2755	C ₃ H ₇ NO	0,0000	0,0000
			Jumlah Kembali ke Stripping (M₁₃)		15086,0950
			n-C ₄ H ₁₀	2,8638	166,4532
			i-C ₄ H ₁₀	0,0723	4,2034
			C ₄ H ₈	1,7183	96,4083
			C ₄ H ₆	0,0000	0,0000
			H ₂ O	12,8839	696,9183
			C ₃ H ₇ NO	4147,1704	74711,2755
			Jumlah	1035,3001	75675,2587
Total		90761,3538	Total		90761,3538

6. KOLOM DESTILASI (D-140)

Fungsi: untuk memisahkan C_4H_6 dari impuritisnya



Neraca massa total :

$$M_{12} = M_{14} + M_{15}$$

Keterangan :

M_{12} = Aliran feed masuk dari Stripping

M_{14} = Aliran massa destilat keluar

M_{15} = Aliran produk keluar Destilasi

a. Aliran komponen masuk destilasi :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	58,12	0,2490	14,4742
i-C ₄ H ₁₀	58,12	0,0063	0,3655
C ₄ H ₈	56,11	0,1494	8,3833
C ₄ H ₆ (Butadiene)	54,09	277,3473	15002,2704
H ₂ O	18,02	3,3640	60,6016
Jumlah			15086,0950

Titik didih komponen pada 1 atm:

$$n-C_4H_{10} = -0,5 \text{ } ^\circ C$$

$$i-C_4H_{10} = -0,5 \text{ } ^\circ C$$

$$C_4H_8 = -1 \text{ } ^\circ C$$

$$C_4H_6 = -4,4 \text{ } ^\circ C$$

$$H_2O = 100 \text{ } ^\circ C$$

$$F = D + B$$

$$F.X_F = D.X_D + B.X_B$$

Komponen	Feed (F)		Destilat (D)		Bottom (B)	
	kmol/jam	x _F	kmol/jam	x _D	kmol/jam	x _B
n-C ₄ H ₁₀	0,2490	0,0009	0,2092	0,0009	0,0398	0,0008
i-C ₄ H ₁₀	0,0063	0,0000	0,0053	0,0000	0,0010	0,0000
C ₄ H ₈	0,1494	0,0005	0,1255	0,0005	0,0239	0,0005
C ₄ H ₆ (LK)	277,3473	0,9866	232,9717	0,9974	44,3756	0,9335
H ₂ O (HK)	3,3640	0,0120	0,2691	0,0012	3,0948	0,0651
Jumlah	281,1160	1,0000	233,5808	1,0000	47,5352	1,0000

Komponen	Feed (F)		Destilat (D)		Bottom (B)	
	kg/jam	x _F	kg/jam	x _D	kg/jam	x _B
n-C ₄ H ₁₀	14,4742	0,0010	12,1583	0,0010	2,3159	0,0009
i-C ₄ H ₁₀	0,3655	0,0000	0,3070	0,0000	0,0585	0,0000
C ₄ H ₈	8,3833	0,0006	7,0420	0,0006	1,3413	0,0005
C ₄ H ₆ (LK)	15002,2704	0,9944	12601,9071	0,9981	2400,3633	0,9758
H ₂ O (HK)	60,6016	0,0040	4,8481	0,0004	55,7535	0,0227
Jumlah	15086,0950	1,0000	12626,2626	1,0000	2459,8324	1,0000

b. Menghitung nilai q :

Karena feed masuk dalam fase liquid maka :

$$q = \frac{\lambda + C_{pL} (T_{DF} - T_F)}{\lambda}$$

$$\lambda = 48690 \text{ kJ/kgmol}$$

$$C_{pL} = 159,1 \text{ kJ/kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$T_{DF} = 123,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_F = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sehingga:

$$q = 1,0449$$

c. Menentukan refluks minimum

Dengan menggunakan persamaan 11,7-19 dan 11,7-20 (Geankoplis, 1993)

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

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

$$\text{Trial } \theta = 0,0928$$

Umpan masuk kolom destilasi

Komposisi	x _F	x _D	K _i	α	$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,0009	0,7500	0,0003	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,7500	0,0000	0,0000
C ₄ H ₈	0,0005	0,0005	1,0500	0,0002	0,0000
C ₄ H ₆	0,9866	0,9974	6,2230	2,4577	1,0253
H ₂ O	0,0120	0,0012	2,5320	1,0000	0,0132

Jumlah	1,0000	1,0000			1,0385
---------------	--------	--------	--	--	--------

Komposisi	x_D	α	$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{D,i}}{\alpha - \theta}$
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,0003	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000	0,0000
C ₄ H ₈	0,0005	0,0002	0,0000
C ₄ H ₆ (LK)	0,9974	2,4577	1,0365
H ₂ O (HK)	0,0012	1,0000	0,0013
Jumlah	1,0000		1,0378

$$R_m + 1 = 1,0378$$

$$R_m = 0,0378$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks rasio} &= 1,5 \times R_m \\ &= 0,0567 \end{aligned}$$

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

1. Menghitung laju alir bagian atas

Menghitung aliran masuk kondensor

$$\begin{aligned} V &= (R + 1) \times D \\ &= 1,0567 \times 233,5808 \\ &= 246,8299 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	x_D	Dari Destilasi	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,2211	12,8480
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0056	0,3244
C ₄ H ₈	0,0005	0,1326	7,4414
C ₄ H ₆ (LK)	0,9974	246,186	13316,7049
H ₂ O (HK)	0,0012	0,2844	5,1231
Jumlah	1,0000	246,830	13342,4419

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

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

$$\begin{aligned} L_o &= R \times D \\ &= 0,057 \times 233,581 \text{ kmol/jam} \\ &= 13,2490 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	x_D	Kembali ke Destilasi	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,0119	0,6896
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0003	0,0174
C ₄ H ₈	0,0005	0,0071	0,3994
C ₄ H ₆ (LK)	0,9974	13,2145	714,7978
H ₂ O (HK)	0,0012	0,0153	0,2750

Jumlah	1,0000	13,2490	716,1793
--------	--------	---------	----------

Komposisi	x_D	Menuju Storage Butadiena	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0009	0,2092	12,1583
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0053	0,3070
C ₄ H ₈	0,0005	0,1255	7,0420
C ₄ H ₆ (LK)	0,9974	232,9717	12601,9071
H ₂ O (HK)	0,0012	0,2691	4,8481
Jumlah	1,0000	233,5808	12626,2626

Neraca Massa Kondensor

Masuk			Keluar		
Komponen	kmol/jam	kg/jam	Komponen	kmol/jam	kg/jam
Dari Destilasi			Kembali ke Destilasi		
n-C ₄ H ₁₀	0,2211	12,8480	n-C ₄ H ₁₀	0,0119	0,6896
i-C ₄ H ₁₀	0,0056	0,3244	i-C ₄ H ₁₀	0,0003	0,0174
C ₄ H ₈	0,1326	7,4414	C ₄ H ₈	0,0071	0,3994
C ₄ H ₆	246,1862	13316,7049	C ₄ H ₆	13,2145	714,7978
H ₂ O	0,2844	5,1231	H ₂ O	0,0153	0,2750
			Jumlah Menuju Storage		716,1793
			n-C ₄ H ₁₀	0,2092	12,1583
			i-C ₄ H ₁₀	0,0053	0,3070
			C ₄ H ₈	0,1255	7,0420
			C ₄ H ₆	232,9717	12601,9071
			H ₂ O	0,2691	4,8481
			Jumlah		12626,2626
Total		13342,4419	Total		13342,4419

2. Menghitung laju alir bagian bawah

Menghitung aliran masuk reboiler



$$\begin{aligned}\bar{L} &= L_o + qF \\ &= 13,2490 + 1,04 \times 281,1160 \\ &= 306,9955 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Komposisi	x_B	Dari Destilasi	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0008	0,2573	14,9565
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0065	0,3777
C ₄ H ₈	0,0005	0,1544	8,6627
C ₄ H ₆ (LK)	0,9335	286,5899	15502,2222
H ₂ O (HK)	0,0651	19,9873	360,0716
Jumlah	1,0000	306,9955	15886,2907

Menghitung aliran keluar reboiler yang direfluks

$$\begin{aligned}\bar{V} &= V + F(q-1) \\ &= 246,8299 + 0,04 \times 281,1160 \\ &= 259,4603 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Komposisi	x_B	Kembali ke Destilasi	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0008	0,2175	12,6407
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0055	0,3192
C ₄ H ₈	0,0005	0,1305	7,3214
C ₄ H ₆ (LK)	0,9335	242,2144	13101,8589
H ₂ O (HK)	0,0651	16,8925	304,3181
Jumlah	1,0000	259,4603	13426,4583

Menghitung aliran keluar reboiler menuju ke Tangki Penampung

Komposisi	x_B	Keluar Bottom Produk	
		kmol/jam	kg/jam
n-C ₄ H ₁₀	0,0008	0,0398	2,3159
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0010	0,0585
C ₄ H ₈	0,0005	0,0239	1,3413
C ₄ H ₆ (LK)	0,9335	44,3756	2400,3633
H ₂ O (HK)	0,0651	3,0948	55,7535
Jumlah	1,0000	47,5352	2459,8324

Neraca Massa Reboiler

Masuk			Keluar		
Komponen	kmol/jam	kg/jam	Komponen	kmol/jam	kg/jam
Dari Stripping			Menuju Destilasi		
n-C ₄ H ₁₀	0,2573	14,9565	n-C ₄ H ₁₀	0,2175	12,6407
i-C ₄ H ₁₀	0,0065	0,3777	i-C ₄ H ₁₀	0,0055	0,3192
C ₄ H ₈	0,1544	8,6627	C ₄ H ₈	0,1305	7,3214
C ₄ H ₆	286,5899	15502,2222	C ₄ H ₆	242,2144	13101,8589
H ₂ O	19,9873	360,0716	H ₂ O	16,8925	304,3181
			Jumlah Menuju Storage		
			n-C ₄ H ₁₀	0,0398	2,3159
			i-C ₄ H ₁₀	0,0010	0,0585
			C ₄ H ₈	0,0239	1,3413
			C ₄ H ₆	44,3756	2400,3633
			H ₂ O	3,0948	55,7535
			Jumlah		2459,8324
Total		15886,2907	Total		15886,2907

Neraca Massa Destilasi

Masuk			Keluar		
Komponen	kmol/jam	kg/jam	Komponen	kmol/jam	kg/jam
Masuk Destilasi (M₁₂)			Destilat (M₁₄)		
n-C ₄ H ₁₀	0,2490	14,4742	n-C ₄ H ₁₀	0,0398	2,3159
i-C ₄ H ₁₀	0,0063	0,3655	i-C ₄ H ₁₀	0,0053	0,0585
C ₄ H ₈	0,1494	8,3833	C ₄ H ₈	0,1255	1,3413
C ₄ H ₆	277,3473	15002,2704	C ₄ H ₆	232,9717	2400,3633
H ₂ O	3,3640	60,6016	H ₂ O	0,2691	55,7535
			Jumlah Bottom Produk (M₁₅)		2459,8324
			n-C ₄ H ₁₀	0,2092	12,1583
			i-C ₄ H ₁₀	0,0053	0,3070
			C ₄ H ₈	0,1255	7,0420
			C ₄ H ₆	232,9717	12601,9071
			H ₂ O	0,2691	4,8481
			Jumlah		12626,2626
Total		15086,0950	Total		15086,0950

