

BAB V. NERACA MASSA

5.1 Neraca Massa Keseluruhan

Kapasitas Pabrik	: 3650 ton/day
Waktu operasi	: 365 hari
Kebutuhan Turn Around	: Tiap 5 tahun
Basis Perhitungan	: 24 jam operasi
Satuan berat	: kilogram (kg)
Bahan Baku	: a. CO ₂ b. Methane (CH ₄) c. BFW (H ₂ O)
Produk akhir	: <i>Methanol</i> (CH ₃ OH)
Produksi <i>Methanol</i> / jam	: $3650 \frac{\text{ton}}{\text{day}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$: 152083,33 kg/jam
Kemurnian <i>Methanol</i>	: 99.95 %wt

5.2 Neraca Massa Masing-Masing Peralatan

Penulisan ini membahas perincian perhitungan neraca massa unit *Carbon Capture*, unit *Reforming*, unit *Methanol Syntesis* dan unit *Product Upgrading*.

Rumus umum neraca massa adalah sebagai berikut:

$$\begin{array}{ccccccccc} \text{Input} & - & \text{output} & + & \text{generate} & - & \text{Consumption} & = & \text{Acumulation} \\ \left\{ \begin{array}{c} \text{Masukan} \\ \text{ke sistem} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{Keluaran} \\ \text{dari sistem} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{terbentuk} \\ \text{hasil reaksi} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{digunakan} \\ \text{oleh reaksi} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{terkumpul} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right\} \end{array}$$

Pada Generasi dan konsumsi hanya terjadi bila terdapat reaksi di dalam sistem, apabila tidak terjadi reaksi maka :

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Akumulasi}$$

Basis Perhitungan:

Waktu basis : 24 jam

Waktu Operasi : 5 tahun

Perhitungan konversi kebutuhan gas alam dengan menggunakan

persamaan gas ideal sebagai berikut:

$$PV = ZnRT \text{ (Mokhatab dkk., 2018)}$$

Dimana:

P = Tekanan

V = Volume

Z = Faktor kompresibilitas

T = Suhu

n = mol gas

R = Konstanta gas

5.1.1 Neraca Massa Unit *Carbon Capture*

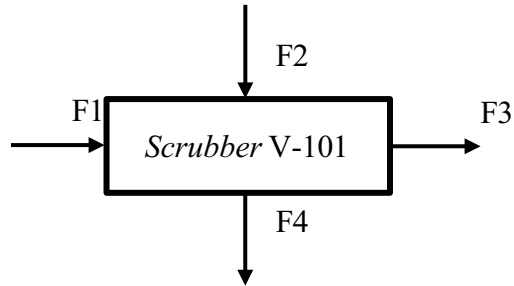
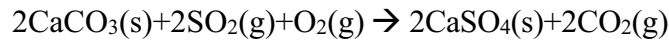
- Komposisi *Flue gas*

Tabel 5. 1 Komposisi *Flue gas* dari Pertamina RU IV Cilacap

Komposisi	%wt	massa (kg/jam)
CO ₂	17%	94754,6043
H ₂ O	5%	26689,4489
SO	0%	508,3704552
N ₂	71%	392569,6671
O ₂	7%	38975,06824
Kadar Abu	0%	1723,386733
Total	100%	555220,5458

- *Scrubber*

Flue gas yang masuk ke dalam *Scrubber* V-101 akan dihilangkan kandungan SO₂ dan kadar abunya sebelum dialirkan ke *Absorber* C-101. Proses pemisahan SO₂ dan kadar abu dari kandungan *Flue gas* lainnya menggunakan reaksi sebagai berikut :

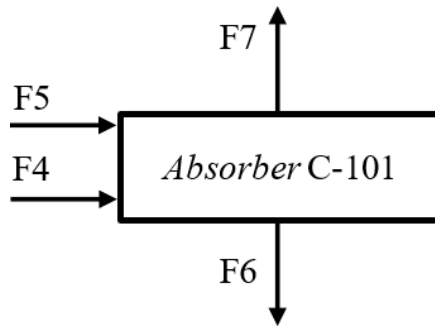


Tabel 5. 2 Komposisi *Flue gas* setelah dipisahkan SO₂ dan *Ash*

Komponen	Input massa (kg/jam)		Output massa (kg/jam)	
	F1	F2	F3	F4
CO ₂	94753.79	0	94965.68	0
H ₂ O	26689.22	23615.1	0	50304.3
SO ₂	508.37	0	0	0
N ₂	392566.28	0	392566.3	0
O ₂	38974.73	0	38974.73	0
Ash	1728.17	0	0	1728.17
CaCO ₃		358.49		0
CaSO ₄		0		654.967
Sub Total	555220.56	23973.6	526507	52687.4
Total	579194.12		579194.12	

- *Absorber C-101*

Setelah *Flue gas* dipisahkan kandungan SO₂ dan abunya, *Flue gas* dialirkan ke *Absorber C-101* guna dikontakkan dengan *Monoethanolamine* (MEA) untuk diikat kandungan CO₂. *Top product* sebagai *off gas* dibuang ke udara, sedangkan *bottom product* dipompakan ke kolom *Stripper C-102*.

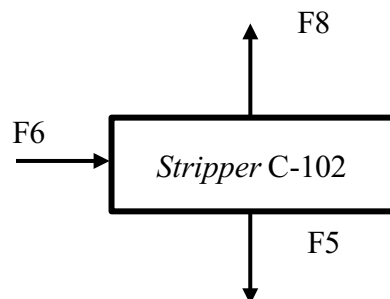


Tabel 5. 3 Komposisi *Flue gas* setelah kandungan CO₂ diikat oleh MEA

Komponen	Input massa (kg/jam)		Output massa (kg/jam)	
	F4	F5	F6	F7
CO ₂	94965,68	9732,44	94440,20	10448,70
H ₂ O	26689,44	252678,94	252678,94	26689,44
N ₂	392569,66	0	0	392569,66
O ₂	3895,06	0	0	38975,06
MEA	0	131603,61	131603,61	
Sub Total	552988,78	394015,00	478320,90	468682,88
Total	948066,94		948066,94	

- *Stripper C-102*

Rich Amine atau *Monoethanolamine* dipisahkan kandungan CO₂-nya. *Top product* pada kolom *Stripper C-102* dialirkan ke CO₂ *Drum*, sedangkan *bottom product*-nya dipompakan kembali ke kolom *Absorber C-101*.

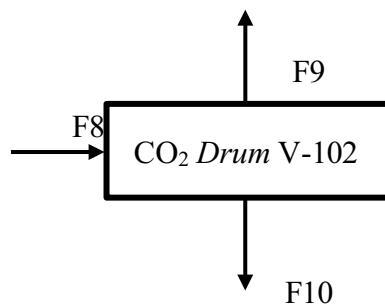


Tabel 5. 4 Komposisi Rich Amine setelah diregenerasi

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F6	F8	F5
CO ₂	94038,34	84634,50	9403,83
H ₂ O	252678,94	164,24	252514,70
N ₂	0	0	0
O ₂	0	0	0
MEA	131603,61	0	131603,61
Sub Total	478320,90	84798,75	393522,15
Total	478320,90	478320,90	

- *CO₂ Drum*

Pada *CO₂ Drum*, kandungan CO₂ dan H₂O terpisah karena telah mengalami proses kondensasi pada AC-101. CO₂ sebagai *top product* dialirkan ke unit *Reforming*, sedangkan H₂O sebagai *bottom product* dipompakan kembali ke *Stripper C-102* sebagai *reflu*./



Tabel 5. 5 Komposisi CO₂ yang dialirkan ke unit Reforming

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F8	F9	F10
CO ₂	84634,50	84626,04	8,46
H ₂ O	164,24	0	164,24
N ₂	0	0	0
O ₂	0	0	0
MEA	0	0	0
Sub Total	84798,75	84626,04	172,70
Total	84798,75	84798,75	

5.1.2 Neraca Massa Unit *Reforming*

- Komposisi *Natural Gas*

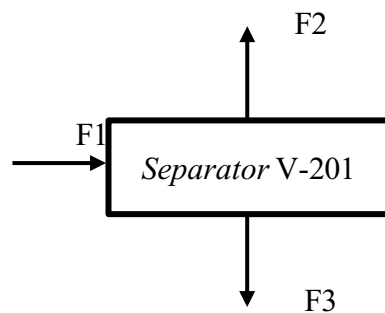
Tabel 5. 6 Komposisi *Natural Gas*

Komponen	%wt	massa (kg/jam)
CH ₄	69%	83713,93
C ₂ H ₆	7%	8848,21
C ₃ H ₈	7%	8678,62
i-C ₄ H ₁₀	2%	2277,31
n-C ₄ H ₁₀	2%	2530,34
i-C ₅ H ₁₂	1%	1061,78
n-C ₅ H ₁₂	1%	663,61
C ₆	0%	211,37

CO ₂	11%	13680,32
H ₂ S	0%	2,09
Total	100%	121667,61

- *Separator V-201*

Natural Gas masuk ke dalam *Separator V-201* guna memisahkan kandungan kondensat (C₆+) yang berada di *bottom product*, sedangkan bagian *top product* dialirkan ke *Heater H-201*.



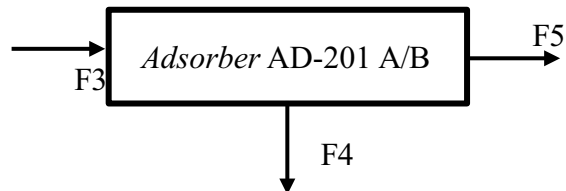
Tabel 5. 7 Komposisi *Natural Gas* setelah dipisah di Separator

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F1	F2	F3
CH ₄	83713,93	0,08	83713,85
C ₂ H ₆	8848,21	0,01	8848,20
C ₃ H ₈	8678,62	0,01	8678,61
i-C ₄ H ₁₀	2277,31	0,00	2277,30
n-C ₄ H ₁₀	2530,34	0,00	2530,34
i-C ₅ H ₁₂	1061,78	0,00	1061,78
n-C ₅ H ₁₂	663,61	0,00	663,61

C ₆	211,37	202,92	8,45
CO ₂	13680,32	0,01	13680,31
H ₂ S	2,09	2,08916E-06	2,09
Sub Total	121667,61	203,04	121464,57
Total	121667,61	121667,6150	

- *Desulphurizer Adsorber AD-201 A/B*

Pada alat *Adsorber AD-201*, *Natural Gas* dihilangkan kandungan H₂S dengan menggunakan katalis MgO.

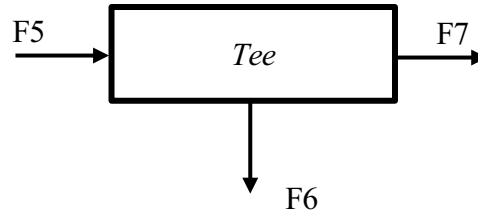


Tabel 5. 8 Komposisi *Natural Gas* setelah dilakukan *Desulphurizer*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F3	F4	F5
CH ₄ :	83713,85384	0	83713,85384
C ₂ H ₆ :	8848,205338	0	8848,205338
C ₃ H ₈ :	8678,614736	0	8678,614736
i-C ₄ H ₁₀ :	2277,306849	0	2277,306849
n-C ₄ H ₁₀ :	2530,340943	0	2530,340943
i-C ₅ H ₁₂ :	1061,784641	0	1061,784641
n-C ₅ H ₁₂ :	663,6154004	0	663,6154004
C ₆ :	8,454960222	0	8,454960222
CO ₂ :	13680,30859	0	13680,30859
H ₂ S	2,089159594	1,928085389	0,161074205
Total	121464,5745	1,9281	121462,6464
	121464,5745	121464,5745	

- *Reformer*

Bireforming merupakan campuran dari *Steam* dan *Dry Reforming*, aliran *sweet gas* dibagi menjadi dua dengan rasio 2:1.

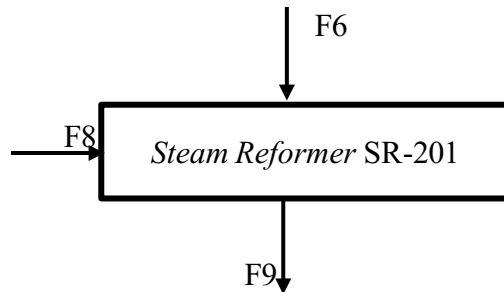
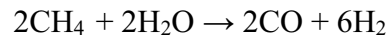


Tabel 5. 9 Komposisi pembagian Sweet Gas yang mengalir ke *Steam* Reforming Reactor dan Dry Reforming Reactor

Komponen	massa (kg/jam)		
	F5	F6	F7
CH ₄	83713,85	55809,23	27904,61
C ₂ H ₆	8848,20	5898,80	2949,40
C ₃ H ₈	8678,61	5785,74	2892,87
i-C ₄ H ₁₀	2277,30	1518,20	759,10
n-C ₄ H ₁₀	2530,34	1686,89	843,44
i-C ₅ H ₁₂	1061,78	707,85	353,92
n-C ₅ H ₁₂	663,61	442,41	221,20
C ₆	8,45	5,63	2,81
CO ₂	13680,31	9120,20	4560,10
H ₂ S	0,16	0,10	0,05
H ₂ O (<i>Steam</i>)	0	0	0
CO	0	0	0
H ₂	0	0	0
Total	121462,64	80975,09	40487,54

- *Steam Reformer SR-201*

Pada *Steam Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan *Steam* yang menghasilkan *Syngas*. Berikut merupakan reaksi yang terjadi:



Tabel 5. 10 Komposisi Sweet Gas pada *Steam Reforming* Reactor (SR-101) yang telah menghasilkan *Syngas*

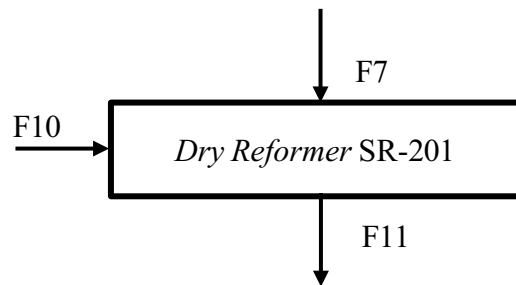
Komponen	massa (kg/jam)		
	F6	F8	F9
CH ₄	55809,23	0	11161,84
C ₂ H ₆	5898,80	0	0
C ₃ H ₈	5785,74	0	0
i-C ₄ H ₁₀	1518,20	0	0
n-C ₄ H ₁₀	1686,89	0	0
i-C ₅ H ₁₂	707,85	0	0
n-C ₅ H ₁₂	442,41	0	0
C ₆	5,63	0	0
CO ₂	9120,20	0	9120,20
H ₂ S	0,10	0	0,10
H ₂ O (<i>Steam</i>)	0	69831,21	0
CO	0	0	108626,33

H ₂	0	0	21897,81
Total	80975,09	69831,21	150806,31

- *Dry Reformer DR-201*

Pada *Dry Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan CO₂ yang menghasilkan *Syngas*.

Berikut merupakan reaksi yang terjadi: $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$



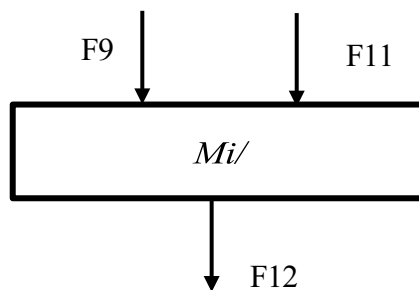
Tabel 5. 11 *Komposisi Sweet Gas pada Dry Reforming Reactor (DR-201) yang telah menghasilkan Syngas*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F7	F10	F11
CH ₄	27904,61	0	4185,69
C ₂ H ₆	2949,40	0	0,00
C ₃ H ₈	2892,87	0	0,00
i-C ₄ H ₁₀	759,10	0	0,00
n-C ₄ H ₁₀	843,44	0	0,00
i-C ₅ H ₁₂	353,92	0	0,00
n-C ₅ H ₁₂	221,20	0	0,00
C ₆	2,81	0	0,00
CO ₂	4560,10	84626,04	2,39485E-10

H ₂ S	0,05	0	0,05
CO	0	0	113509,64
H ₂	0	0	7418,20
Sub Total	40487,54	84626,04	125113,59
Total	125113,59		125113,59

- *Syngas*

Proses konversi *sweet gas* menjadi *syngas* di reaktor *Steam Reforming* dan reaktor *Dry Reforming*, aliran *syngas* digabungkan kembali sebelum dialirkan ke unit *Synthetic Methanol*.



Tabel 5. 12 Komposisi *Syngas* yang berasal dari proses *Bireforming*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F9	F11	F12
CH ₄	11161,84	4185,69	15347,54
C ₂ H ₆	0	0,00	0
C ₃ H ₈	0	0,00	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0,00	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0,00	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0,00	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0,00	0

C ₆	0	0,00	0
CO ₂	9120,20	2,39485E-10	9120,20
H ₂ S	0,10	0,05	0,16
CO	108626,33	113509,64	222135,98
Sub Total	150806,31	125113,59	275919,9091
Total	275919,9091		275919,9091

5.1.3 Neraca Massa *Methanol Syntesis* dan *Product Upgrading Unit*

Perhitungan neraca massa masuk ke V-301 bisa dilihat pada tabel.

Tabel 5. 13 Komposisi Syngas dari Bireforming Unit

OUT Syngas					
Komponen	BM (kg/kmol)	%wt	massa (kg/jam)	mol flow(kmol/hr)	%mol
CH ₄ :	16	0.056	15347.540	959.221	0.040
CO ₂ :	44	0.033	9120.206	207.277	0.009
H ₂ S	34	0.000	0.161	0.005	0.000
CO	28	0.805	222135.981	7933.428	0.334
H ₂	2	0.106	29316.021	14658.011	0.617
Total		1	275919.9091	23757.94198	1

Perhitungan konversi kebutuhan gas alam dengan menggunakan persamaan gas ideal sebagai berikut:

$$PV = ZnRT \text{ (Mokhatab dll., 2018)} \quad (4.4)$$

Syngas dari unit bireforming masuk ke surge drum (V-301) sebelum masuk ke reaktor, ada penambahan gas dari V-402 sehingga didapat komposisi *syngas* pada Tabel 5.13 sebagai berikut:

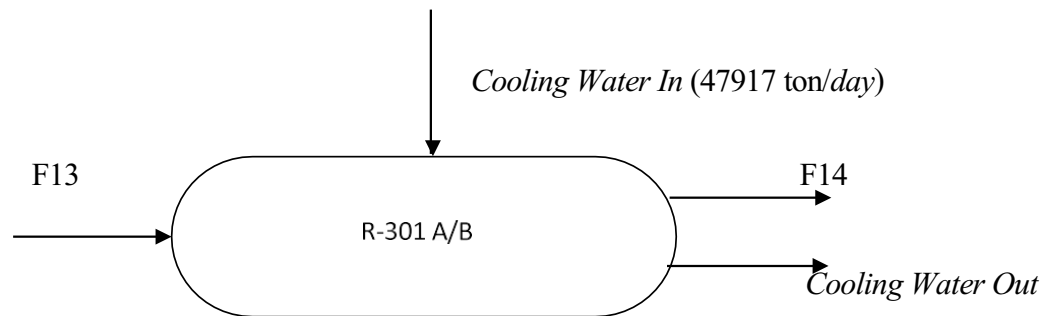
Tabel 5. 14 Komposisi Syngas dari Bireforming Unit

Komponen	BM	%mol	Mol Flow(kmol/h)	%wt	Mass Flow(kg/jam)
CO	28	33,393%	8.096,536	80,507%	226.703,020
H ₂	2	61,697%	14.959,340	10,625%	29.918,679

CH ₄	16	4,037%	978,941	5,562%	15.663,052
CO ₂	44	0,872%	211,536	3,305%	9.307,567
H ₂ S	34	0,000%	0,005	0,000%	0,164
H ₂ O	18	0,000%	0,000	0,000%	0,000
Total		100	24.246,357	100	281.592,482

(Sumber: Data Olahan, 2026)

- Reaktor Sintesis Metanol (R-301 A/B)



Berikut merupakan Tabel 5.14 hasil perhitungan neraca massa pada reaktor sintesis metanol.

Tabel 5. 15 Neraca Massa Reaktor R-301 A/B

Komponen	F13	F14
	(kg/jam)	(kg/jam)
CO	226.703,020	90.681,208
H ₂	29.918,679	9.725,463
CH ₄	15.663,052	15.663,052
CO ₂	9.307,567	3.723,027
H ₂ S	0,164	0,164
H ₂ O	0,000	2.284,585
CH ₃ OH	0,000	159.514,983
Total	281.592,482	281.592,482

Fungsi R-301 A/B: Untuk mereaksikan *syngas* menjadi metanol dengan produk samping sedikit air.

- Aliran inlet reaktor *syngas* dengan rasio mol H₂:CO 2:1 masuk ke reaktor pada suhu 200-300 °C dengan konversi 60%.

- Aliran outlet reaktor berupa *crude Methanol* hasil sintesis dengan campuran produk samping berupa air.

Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ memiliki peran penting dalam mensintesis metanol dari *syngas* (Gas Sintetik, CO/CO₂/H₂). Komponen Cu pada katalis yang teroksidasi sebagian akan mengadsorpsi reaktan, ZnO mencegah terbentuknya sintering Cu dan agregat berpori (Thomas dan Thomas, 1997). Komponen Al₂O₃ dapat mempercepat proses adsorpsi Karbon Monoksida (Liu dll., 2003) pada katalis. Proses aktivasi menjadi hal penting dalam penentuan hasil konversi CO.

Reaksi *Methanol synthesis*: (Olah, 2018) Konversi: 60% (Parderio dkk., 2022)

Katalis : Cu/ZnO/Al₂O₃ (6:3:1) (Kung, 1995)

- Reaksi sintesis metanol dari metgas

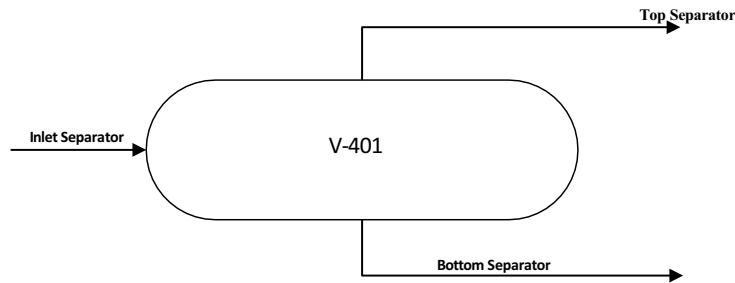
	4CO	+	8H ₂	↔	4CH ₃ OH
m	8096,536		14959,339		-
r	4857,922		9715,843		4857,922
s	3238,614		5243,496		4857,922

- Reaksi sintesis metanol dengan hidrogenasi CO₂

	CO ₂	+	3H ₂	↔	CH ₃ OH	+	H ₂ O
m	211,536		5243,496		4857,922		-
r	126,921		380,764		126,921		126,921
s	84,614		4862,731		4984,843		126,921

Kebutuhan katalis: $1.190 \text{ kg/m}^3 \times 31,115 \text{ m}^3 = 37.027 \text{ kg}$ per waktu ganti katalis. Berdasarkan referensi dari buku “*Methanol Specification from Syngas*” oleh Lucking tahun 2017, waktu ganti katalis yang digunakan untuk sintesis metanol adalah setiap 2 tahun sekali.

- ***Separator***



Berikut merupakan Tabel 5.15 hasil perhitungan neraca massa pada separator 1.

Tabel 5. 16 Neraca Massa Separator

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	90.681,208	90.304,747	379,461
H ₂	9.725,463	9.509,651	215,812
CH ₄	15.663,052	15.212,811	450,241
CO ₂	3.723,027	3.603,74	119,287
H ₂ S	0,164	0,109	0,055
H ₂ O	2.284,585	12,068	2.272,517
CH ₃ OH	159.514,983	3.444,401	156.070,582
Sub Total	281.592,482	122.084,53	159.507,952
Total	281.592,482	281.592,482	

Fungsi V-401: Memisahkan *crude Methanol* dengan *syngas* yang tidak bereaksi.

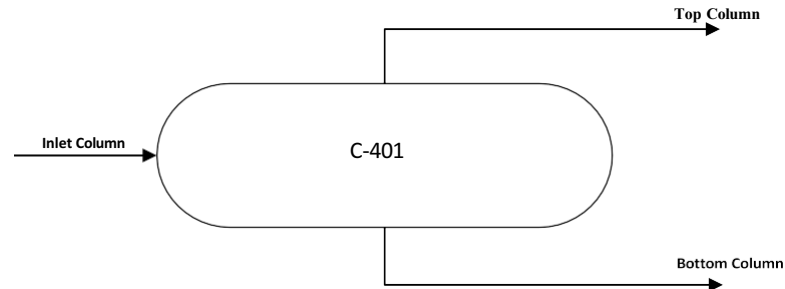
- Aliran inlet *separator* berupa *crude Methanol* dengan campuran gas dan air yang telah didinginkan hingga suhu 63 °C dan tekanan 24.776,068 mmHg.
- Aliran *top separator* dialirkan menuju *recycle stream* untuk direaksikan kembali.
- Aliran *bottom separator* dialirkan ke *flash separator* untuk dipisahkan lebih lanjut.

Pemisahan pada separator diperoleh dari perhitungan *Vapor Pressure Equations* dengan menggunakan konstanta Antoine untuk mengetahui

pemisahan antara fasa uap dan fasa cair. Berikut formula yang digunakan untuk mencari *vapor pressure*:

$$\text{Log } P = A - \frac{B}{T + C} \quad (\text{Yaws, 2015}) \quad (4.5)$$

- ***Distillation Column***



Berikut merupakan Tabel 5.16 hasil perhitungan neraca massa pada kolom distilasi.

Tabel 5. 17 Neraca Massa Kolom Distilasi C-401

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	379,4605495	379,081	0,379
H ₂	215,8116172	215,596	0,216
CH ₄	450,2406551	449,790	0,450
CO ₂	119,2865061	119,275	0,012
H ₂ S	0,054599008	0,044	0,011
H ₂ O	2.272,516984	4,693	2.267,824
CH ₃ OH	156.070,5817	156.065,458	5,124
Sub Total	159.507,9526	157.233,937	2.274,016
Total	159.507,9526	159.507,9526	

Fungsi C-401: Memurnikan produk *Methanol* dari air yang berupa produk samping hasil reaksi.

- Aliran inlet kolom distilasi yaitu *crude Methanol* yang akan dipisahkan dari air.
- Aliran *top* kolom dialirkan menuju kondensor untuk kondensasi produk metanol

- Aliran bottom kolom berupa air dialirkan ke waste water treatment dan sebagian dialirkan kembali masuk ke kolom untuk menjaga kemurnian produk atau tujuan kesetimbangan uap cair.
- Perhitungan pemisahan metanol dan air pada kolom distilasi ini dilakukan dengan pendekatan regresi linear, dengan konstanta *antoine* komponen dapat dilihat pada Tabel 5.17, distribusi komponen pada Tabel 5.18, mengacu pada rumus berikut ini (Coulson & Richardson's, 2005).
- Asumsi:
 - Metanol sebagai *light key* dan air sebagai *heavy key*
 - Metanol (LK) di *overhead* 99% dan di *bottom* 1%
 - Air (HK) di *overhead* 5% dan di *bottom* 95%
 - Distribusi komponen *distillate* dan *bottom*

Tabel 5. 18 Konstanta Antoine Komponen

Komponen	BM	Konstanta Antoine		
		A	B	C
CO	28	7,4148	342,5	269
H ₂	2	6,14858	80,948	277,53
CH ₄	16	7,1930	451,6400	268,4900
CO ₂	44	9,8106	1.347,7900	273,0000
H ₂ S	34	7,614	885,319	250,25
CH ₃ OH (LK)	18	7,8970	1.474,0800	229,1300
H ₂ O (HK)	32	8,071	1730,63	233,426

Sumber: (Yaws, 2015)

- $\log(P_{\text{sat}}) = A - B/(T+C)$, * P_{sat} dalam mmHg, T dalam celcius
- $K_i = P_{\text{sat}}/P_{\text{total}}$
- $\alpha_i = K_i/K_{\text{heavy key}}$
- $P_{\text{total}} = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$
- $T = 88,08 \text{ C} = 346,5 \text{ K (Trial)}$

Tabel 5. 19 Distribusi Komponen di Kolom Distilasi

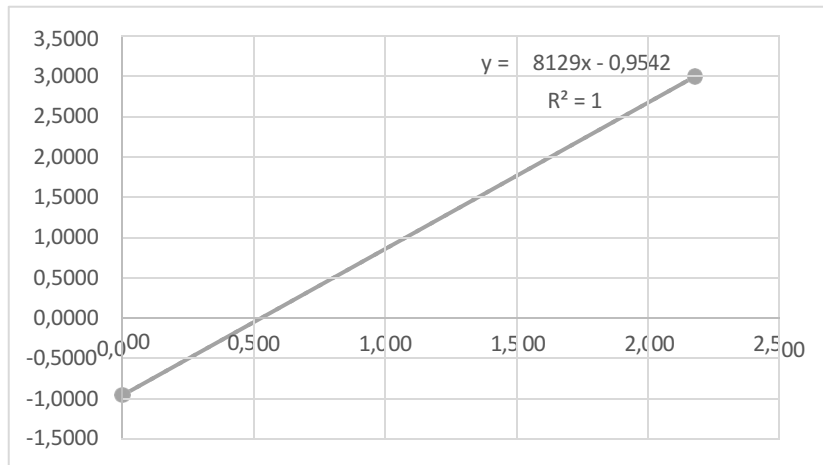
Komponen	BM	Massa Flow (kg/jam)	Molar Flow (kmol/h)	X feed	Psat
CO	28	379,461	13,552	0,0026	2.596.341,720
H2	2	215,812	107,906	0,0209	827.713,513
CH ₄	16	450,241	28,140	0,0055	744.384,117
CO ₂	44	119,287	2,711	0,0005	830.213,091
H ₂ S	34	0,055	0,002	0,0000	75.536,414
CH ₃ OH (LK)	18	156.070,582	8.670,588	0,9460	1.056,054
H ₂ O (HK)	32	2.272,517	71,016	0,0245	268,938
Total		159.507,953	8893,915	1	5.075.513,847

Komponen	Ki	yi=xi*Ki	ai	ai*xi	Log a
CO	2.277,486	5,986	1036,295	2,724	3,015
H2	726,062	15,196	2630,496	55,054	3,420
CH ₄	652,967	3,564	616,928	3,367	2,790
CO ₂	728,255	0,383	66,289	0,035	1,821
H ₂ S	66,260	0,000	0,004	0,000	-2,447
CH ₃ OH (LK)	0,926	0,876	151,695	143,499	2,181
H ₂ O (HK)	0,236	0,006	1,000	0,024	0,000
Total	4.452,193	26,011	4502,706	204,703	10,781

- $\text{Log (Dmetanol/Bmetanol)} = \text{Log (0,99/0,01)} = 2,9996$
- $\text{Log (Dair/Bair)} = \text{Log (0,05/0,95)} = -0,09542$

Tabel 5. 20 Data Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi

	<i>Methanol</i>	<i>Air</i>
Log ai (X)	2,181	0,000
Log (D/B) (Y)	2,9996	-0,9542



Gambar 5. 1 Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi

- Diperoleh persamaan distribusi komponen: $y = 1,8129x - 0,9542$
- $\text{Log (D/B) metanol} = 1,8129 (2,181) - 0,9542$
 $= 4,4837$
- $\text{Log (D/B) air} = 1,8129 (0) - 0,9542$
 $= -2$

Tabel 5. 21 Data Log (D/B) dari Persamaan Distribusi pada Kolom Distilasi

	Log (D/B)	Log
<i>Methanol</i>	4,4837	30458,7638
Air	-2,6841	0,0021

- Perhitungan komponen distilat:

$$\text{Mol D} = \left(\frac{\text{D/B}}{\text{D/B} + 1} \right) \times \text{kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Dmetanol} &= \left(\frac{30.458,7638}{30.458,7638 + 1} \right) \times 4.877,2056 \\ &= 4.877,046 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Dair} &= \left(\frac{0,0021}{0,0021 + 1} \right) \times 126,2509 \\ &= 0,261 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa D} = \text{kmol D} \times \text{BM}$$

$$\text{Massa Dmetanol} = 4877,046 \times 32 = 156.065,4579 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Dair} = 0,261 \times 18 = 4,6931 \text{ kg}$$

- Perhitungan komponen residu:

$$\text{Mol B} = (1/((D/B) + 1)) \times \text{kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Bmetanol} &= (1/((30458,7638) + 1)) \times 4877,2056 \\ &= 0,160 \text{ kmol} \end{aligned}$$

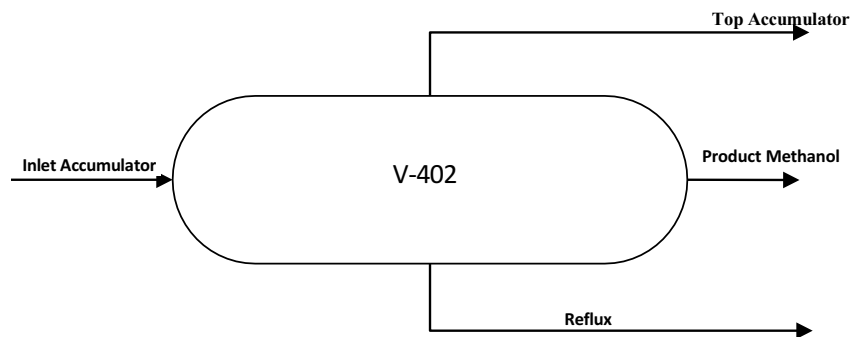
$$\begin{aligned} \text{Mol Bair} &= (1/((0,0021) + 1)) \times 126,2509 \\ &= 125,990 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa D} = \text{kmol D} \times \text{BM}$$

$$\text{Massa Dmetanol} = 0,160 \times 32 = 2,882 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Dair} = 125,990 \times 18 = 2267,824 \text{ kg}$$

- **Accumulator**



Berikut merupakan Tabel 5.22 hasil perhitungan neraca massa pada *accumulator*.

Tabel 5. 22 Neraca Massa Accumulator V-402

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	379.08	371	8
H2	215.60	203	12
CH4	449.79	416	34

CO ₂	119.28	107	12
H ₂ S	0.04	0.021	0.022
H ₂ O	4.69	0.009	4.684
CH ₃ OH	156,065.46	1330.857	154,735
Sub Total	157,233.94	2,428.82	154,805.12
Total	157,233.94	157,233.94	

Fungsi V-402: Menampung produk metanol yang telah terkondensasi.

- Aliran inlet dari kondensor berupa produk metanol yang terkondensasi pada suhu 64,57 °C.
- Reflux = 3 wt% dari cairan metanol (nilai konservatif & sangat umum di desain pabrik)
- Aliran outlet menuju recycle berupa sedikit gas yang masih terikut pada produk metanol.
- Aliran reflux dikembalikan ke kolom distilasi dengan tujuan untuk menjaga kemurnian produk dikolom distilasi.
- Aliran produk metanol dialirkan ke tangki penyimpanan produk metanol dengan kemurnian 99,95% wt.