

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. *Flue Gas*

Bahan baku yang digunakan untuk produksi methanol adalah CO₂ dan H₂. CO₂ didapatkan dari *flue gas*. *Flue gas* ini diperoleh dari PT. Indocement Tunggal Prakarsa yang terletak di Citeureup, Kabupaten Bogor, Jawa Barat dengan spesifikasi *flue gas* sebagai berikut:

Wujud : Gas dengan bau menyengat

Kenampakan : Tidak berwarna

Suhu (°C) : 57

Tekanan (bar) : 1,10

Komposisi *flue gas* yang akan digunakan terdapat pada tabel 1.10 yang merupakan data spesifikasi *flue gas* dari PT. Indocement Tunggal Prakarsa (Rum, 2013) yaitu sebagai berikut:

Tabel 2.1 Komposisi *Flue Gas* yang dihasilkan PT. Indocement Tunggal Prakarsa

Parameter	Jumlah (%wt)
CO ₂	17,80
N ₂	56,50
O ₂	7,50
H ₂ O	18,20

Flue gas mengandung komponen gas yang berbahaya seperti CO₂, SO₂, CO, dan NO yang apabila tercemar ke atmosfer atau lingkungan dengan konsentrasi tinggi sekitar 417,6 ppm dapat menyebabkan efek rumah kaca dan pemanasan global. Sifat kimia pada *flue gas* adalah karsinogenik yaitu dapat memicu pertumbuhan sel kanker karena mengganggu terbentuknya sel darah merah, menimbulkan iritasi pada saluran nafas sehingga menimbulkan gejala batuk dan sesak nafas jika terhirup oleh manusia.

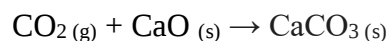
Pada proses sintesis methanol, komposisi yang dipakai dari *flue gas* adalah CO₂ yang didapatkan melalui proses *carbon capture* dengan absorpsi menggunakan absorben EEMPA (*N*-(2-ethoxyethyl)-3- morpholinopropan-1-amine).

Spesifikasi CO₂ menurut Perry (1997) dalam buku yang berjudul *Perry's Chemical Engineers Handbook* dan berdasarkan MSDS *Air Gas Company* (2020) sebagai berikut:

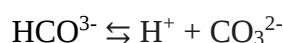
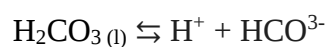
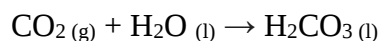
Rumus Molekul	: CO ₂
Berat Molekul	: 44 gram/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Jenis Unsur	: Non logam (Asam lemah)
Titik Didih	: -56,6°C
Titik Beku	: -79°C (-110,2°F)
Temperatur Kritis	: 30°C
Tekanan Uap	: 57,3 bar
Densitas Gas	: 0,224 lb/ft ³ (1,98 gram/L)
Densitas Uap	: 0,07 (udara = 1)
Keasaman	: 6,35 dan 10,33 pKa
Kelarutan dalam air	: 1,45 gram/L
pH	: 6,35
Viskositas	: 0,07 cP

Sifat Kimia CO₂ menurut Othmer (1978) yaitu:

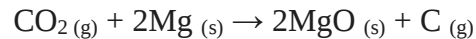
1. CO₂ bereaksi dengan oksida logam golongan 1 dan 2 membentuk karbonat logam membentuk karbonat logam secara eksotermis.



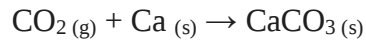
2. CO₂ bereaksi dengan air membentuk asam karbonat yang merupakan asam lemah. CO₂ terdisosiasi menjadi ion hidronium dan karbonat.



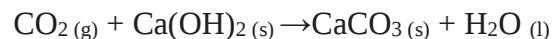
3. CO₂ dapat bereaksi dengan logam untuk membentuk oksida logam yang bersifat basa.



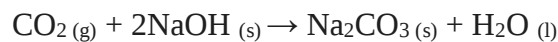
4. CO₂ dapat bereaksi dengan oksida logam golongan 1 dan 2 membentuk karbonat logam dengan reaksi eksotermis.



5. CO₂ bereaksi dengan kalium hidroksida untuk menghasilkan batu kapur. Pemanasan batu kapur pada keperluan industri semen menghasilkan pelepasan CO₂.



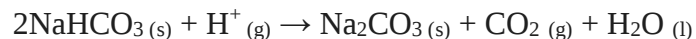
6. CO₂ bereaksi dengan natrium hidroksida.



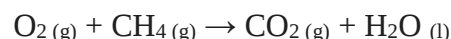
Jika terdapat kelebihan CO₂ maka reaksi menjadi:



Natrium bikarbonat atau NaHCO₃ merupakan alkali atau garam dari asam lemah (CO₂) dan basa kuat (NaOH). Natrium ini digunakan sebagai soda kue untuk pengembang kue. Adanya asam yang terdapat pada makanan dan panas, soda kue akan bereaksi menghasilkan CO₂ dan adanya CO₂ ini yang membuat adonan kue mengembang.



7. CO₂ tidak mudah terbakar. CO₂ dapat memutus pasokan oksigen dari sumber bahan bakar sehingga dapat memadamkan kebakaran api. CO₂ banyak diaplikasikan pada alat pemadam kebakaran.



8. CO₂ untuk proses reaksi fotosintesis. Tanaman menghirup CO₂ dengan adanya sinar matahari dan air untuk membentuk glukosa dan oksigen. CO₂ menjadi dasar kehidupan tumbuhan.



b. Hidrogen

Menurut Perry (1997) dalam buku yang berjudul *Perry's Chemical Engineers Handbook* dan berdasarkan MSDS Air Gas Company (2020), sebagai berikut:

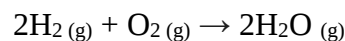
Rumus Molekul : H₂

Berat Molekul : 2,02 gram/mol

Wujud	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Jenis Unsur	: Non logam
Titik Didih	: -253°C (-423,4°F)
Titik Beku	: -259,15°C (-434,5°F)
Temperatur Kritis	: -240,15°C (-400,3°F)
Tekanan Uap	: 16,9 kPa (126,96 mmHg)
Densitas Gas	: 0,083 lb/ft ³
Densitas Uap	: 0,07 (udara = 1)
Spesifik Volume	: 12,0482 ft ³ /lb
Panas Pembakaran	: -116.486.080 J/kg
Kemurnian	: > 99,85%
CAS No.	: 1333-74-0

Sifat Kimia Hidrogen menurut Othmer (1978) yaitu:

1. Hidrogen dapat bereaksi dengan oksigen menghasilkan uap air.



2. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non logam, bervalensi tunggal, dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar. Memiliki massa atom 1,0079, hidrogen merupakan unsur teringan.
3. Hidrogen larut dalam berbagai senyawa yang terdiri dari logam tanah, logam transisi, logam kristal, maupun logam amorf.

Komposisi bahan baku hidrogen dari PT. Aneka Gas Industri Subang harus memenuhi spesifikasi berikut:

Tabel 2.2 Spesifikasi Umpan Gas Hidrogen

No.	Item	Spesifikasi	Unit
1.	Hidrogen	99	Vol. % min
2.	Nitrogen	0,1-0,4	Vol. %
3.	Methana	0,5	Vol. % max
4.	Etilen	0,1	Vol. % max
5.	Propilen	0,4	Vol. % max
6.	Propana	5,0	Vol. ppm max

7.	Karbon Monoksida	5,0	Vol. ppm max
8.	Karbon Dioksida	0,2	Vol. ppm max
9.	Oksigen	0,2	Vol. ppm max
10.	Total Sulfur	1,0	Vol. ppm max
11.	Air	5,0	Vol. ppm max

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

a. Absorben pada *Carbon Capture Flue Gas*

Menurut Arora *et al.* & Heldebrant (2021), spesifikasi EEMPA sebagai *post-combustion solvent* untuk *carbon capture technology* yang dikembangkan oleh PNNL adalah sebagai berikut:

Nama Larutan	: (N-(2-ethoxyethyl)-3- morpholinopropan-1-amine)
Rumus Molekul	: C ₁₀ H ₂₃ NO ₂
Nama Lain	: EEMPA
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat Molekul	: 216,3 gram/mol
Titik Didih	: 181°C
Titik Beku	: < 0°C
Konsentrasi	: 98%
Spesifik Gravity	: 0,94
Kapasitas Panas	: 1,95 Kj/kg-K
Viskositas	: 11,3-25 cP
Tekanan Absorpsi	: 1 bar
Suhu Absorpsi	: 40°C
Panas Penyerapan	: 75 Kj/mol CO ₂
Kandungan Air	: 1,5 %wt
Efisiensi Serapan	: 90%

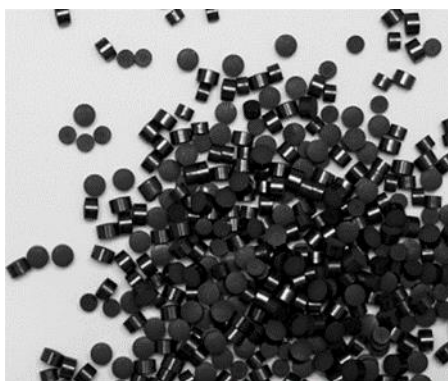
Sifat Kimia EEMPA:

1. Memiliki daya kelarutan bahan yang akan diabsorpsi besar yaitu 0,328 mol CO₂/mol EEMPA pada tekanan 1 bar dan suhu 30-40°C.
2. Tidak korosif. Sistem aktifator tidak membentuk produk degradasi korosi yang tinggi, sehingga dapat mencegah masalah seperti korosi, formasi kerak, dan *foaming*.
3. Viskositas cairan rendah.
4. Stabilitas thermal yang baik.
5. Selektifitas tinggi terhadap jenis gas yang diserap mencapai 90% menyerap CO₂.
6. Energi yang diperlukan untuk memisahkan EEMPA dengan CO₂ rendah sehingga pada regenerasinya tidak membutuhkan panas yang besar dan dapat menurunkan biaya utilitas.
7. Kandungan air rendah yaitu 1,5% wt daripada MEA.

b. Katalis pada Reaktor Sintesis Methanol

Menurut Clariant (2021), spesifikasi katalis Cu/Zn/Al₂O₃ adalah sebagai berikut:

Nama Katalis	: Katalis Cu/Zn/Al ₂ O ₃
Wujud	: Padat
Jenis	: Heterogen
Warna	: Hitam
Bentuk Katalis	: Tablet
Ukuran	: 4,5 x 4,5 mm
<i>Bulk Density</i>	: 1,05 kg/m ³
Komposisi	: CuO (61% wt); ZnO (28% wt); Al ₂ O ₃ (11% wt)
Tipe	: Megamax-800
<i>Yield</i>	: 99,6 – 99,8 %
Porositas	: 0,43



Gambar 2.1 Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃

Sifat Kimia Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃:

1. Memiliki derajat keasaman sekitar 2,8 mmol/gram.
2. Memiliki yield konversi methanol tinggi mencapai 99,6 – 99,8% pada suhu dan tekanan rendah.
3. Selektivitas hidrogenasi methanol tinggi mencapai 99% pada suhu 250°C.
4. Cu teroksidasi Sebagian akan mengadsorpsi reaktan, ZnO mencegah terbentuknya sintering Cu dan agregat berpori. Al₂O₃ berfungsi sebagai fasa aktif amempercepat proses adsorpsi tau wash coating Ketika katalis digunakan pada suhu tinggi untuk transportasi.
5. Aktivasi katalis dilakukan dengan mereduksi katalis menggunakan hidrogen. Hidrogen ebrtujuan untuk mengikat oksifen pada Cu sehingga Cu lebih reaktif pada CO₂ ketika reaksi.
6. Luas permukaan katalis 78,94 m²/g. Luas permukaan memberikan ruang berupa pori pori bagi situs aktif supaya aitus aktif Cu tidak mengalami sintering. Situs aktif yang mengalami sintering akan menyebabkan aktivitas katalitik katalis menurun atau deaktivasi.
7. Selektivitas pembentukan metanol meningkat seiring meningkatnya rasio Cu 10-60% pada katalis Cu/ZnO/Al₂O₃.

2.1.3 Spesifikasi Produk

2.1.3.1 Methanol

Menurut Perry (1997) dalam buku yang berjudul *Perry's Chemical Engineers Handbook* dan berdasarkan MSDS *Air Liquide Company* (2018) sebagai berikut:

Rumus Molekul : CH₄O

Berat Molekul : 32,042 gram/mol

Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik Didih	: 64,7°C (148,5°F)
Titik Beku	: -97,8°C (-144°F)
Titik Nyala	: 9,7°C (49,5°F)
Suhu Maksimum	: 512,64 K
Suhu Minimum	: 175,47 K
Suhu Kritis	: 512,6 K
Tekanan Uap	: 16,9 kPa (126,96 mmHg)
Densitas	: 0,792 gram/cm ³ pada 20°C
Viskositas	: 0,54-0,59 mPa.s (0,54-0,59 cP)
Kemurnian	: > 99,85%
Kelarutan dalam air	: Sangat larut
Keasaman	: 15,5 pKa
Nama Lain	: Metil Alkohol

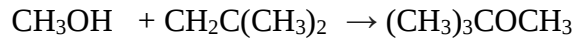
Sifat Kimia Methanol menurut Othmer (1978) yaitu:

1. Mudah terbakar, mudah menguap, dan beracun.
2. Methanol merupakan cairan tidak berwarna dengan aroma alkohol ringan yang khas.
3. Methanol dapat didehidrasi menggunakan katalis asam untuk menghasilkan dimetil eter dan air.
4. Dapat larut dengan air dan sebagian besar pelarut organik termasuk etil asetat, toluene, diklorometana, kloroform, tetrahydrofuran, dan aseton.
5. Higroskopis. Hindari methanol dari percikan api, dan sumber panas lainnya.
6. Oksidasi dengan oksidator kuat (KMnO₄ dalam asam)

$$2\text{CH}_3\text{OH}(\text{l}) \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g})$$
7. Reaksi esterifikasi. Methanol bereaksi dengan asam karboksilat membentuk senyawa ester.

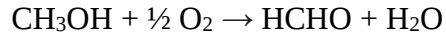
$$\text{CH}_3\text{OH} + \text{CH}_3\text{COOH} \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$$

Methanol Asam Asetat Metil Asetat Air
8. Reaksi eterifikasi yaitu reaksi pembentukan senyawa eter misalnya Methyl Tertiary Buthyl Eter (MTBE)

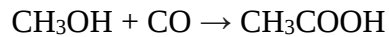


Methanol Isobutilen MTBE

9. Dehidrogenasi dan dehidrogenasi oksidatif untuk formaldehid dibandingkan katalis perak atau molybdenum oxide yang sangat penting dalam industri



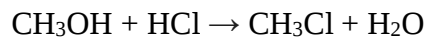
10. Produksi asam asetat dari karbonilasi langsung methanol menggunakan katalis rhodium atau kobalt yang homogen



11. Reaksi Substitusi

Reaksi penggantian atau substitusi gugus OH dengan gugus hidroksil. Contohnya reaksi:

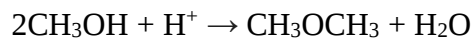
- Halogenasi



- Amonolisis



- Biomolekular Dehidrasi



Menurut PT. Kaltim Methanol Industri (2019), produk methanol yang dihasilkan berupa methanol grade AA dengan spesifikasi sebagai berikut :

Rumus Molekul	: CH ₃ OH
Nama Lain	: Metil Alkohol (MeOH)
Berat Molekul	: 32,04 gram/mol
Kelas	: AA
Kemurnian	: > 99,85%
CAS No.	: 67-56-1
EINECS No.	: 200-659-6

Tabel 2.3 Spesifikasi Methanol PT. Kaltim Methanol Industri

No.	Item	Metode	Spesifikasi
1.	Aseton (mg/kg)	IMPCA 001-14	Maks.30
2.	Asam Asetat (mg/kg)	ASTM D 1613-12	Maks.30
3.	Ammonia (mg/kg)	ASTM D 1614-09	Maks.30
4.	Penampilan	IMPCA 003 - 98	Bersih, bebas dari pengotor lain
5.	Karbonisasi (Tes Pencucian Asam Sulfat), Pt-Co Scale	ASTM E 346-08	Maks.30
6.	Cl ⁻ (mg/kg)	IMPCA 002-98	Maks.01
7.	Warna, Pt-Co Scale	ASTM D 1209-11	Maks. 5
8.	Destilasi di 760 mmHg °(C)	ASTM D 1078-11	Maks. 1,0°C termasuk 64,6°C ± 0,1°C
9.	Etanol (mg/kg)	IMPCA 001-14	Maks. 10
10.	Hidrokarbon	ASTM D 1722-09	Lulus tes
11.	Kandungan non-volatil konten (mg/1000 ml)	ASTM D 1453-13	Maks. 8
12.	Bau	ASTM D 1296-12	Karakteristik bebas dari bau luar
13.	Kemurnian (% wt dari basis kering)	IMPCA 001-14	Min. 99,85
14.	Waktu tes KMnO ₄ di 15°C, menit	ASTM D 4052-11	Min. 60
15.	Massa Jenis, 20/20°C	ASTM D 4052-11	0,792 – 0,793
16.	C ₃ H ₉ N (mg/kg)	ASTM E-346-08	Maks. 0,05
17.	Total besi (mg/kg)	ASTM E-394-09	Maks. 0,1
18.	Kandungan air (% wt)	ASTM E-1064-12	Maks. 0,1
19.	Sulfur (mg/kg)	ASTM D-5453-12	Maks. 0,5

2.1.3.2 Air (H₂O)

Menurut Perry (1997) dalam buku yang berjudul *Perry's Chemical Engineers Handbook* dan berdasarkan MSDS *LabChem* (2020), sebagai berikut:

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18 gram/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
pH	: 7
Titik Didih	: 100°C
Titik Beku	: 0°C
Suhu Kritis	: 374,1°C
Tekanan Kritis	: 218,3 atm
Tekanan Uap	: 17,535 mmHg
Densitas	: 0,99823 gram/ml
Viskositas	: 1,002 Cp
Kerapatan Fasa	: 1000 kg/m ³ (cair); 917 kg/m ³ (padat)
Kapasitas Kalor	: 4,22 kJ/kg K
Konduktivitas	: 0,60 W/m K

Sifat Kimia Air menurut Othmer (1978) yaitu:

1. Molekul air berbentuk seperti huruf V karena:
 - Struktur geometrinya tetrahedral.
 - Keberadaan pasangan elektron bebas pada atom oksigen.
2. Bersifat polar karena adanya perbedaan muatan atom oksigen yang memiliki keelektronegatifan besar dan hidrogen yang memiliki nilai keelektronegatifan kecil.
3. Pelarut yang baik karena kepolarannya.
4. Bersifat netral (pH=7) dalam keadaan murni.
5. Air bereaksi dengan karbon menghasilkan metana, hidrogen, karbon dioksida, karbon monoksida membentuk gas sintesis pada proses gasifikasi.
6. Air dapat bereaksi dengan kalsium, magnesium, natrium, dan logam reaktif lain membebaskan hidrogen.
7. Bereaksi dengan kalium oksida, sulfur oksida membentuk basa kalium dan asam sulfat.

2.2 Konsep Proses

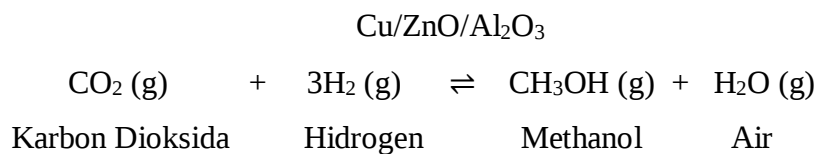
2.2.1 Dasar Reaksi

Reaksi sintesis methanol dari CO₂ *flue* gas dan hidrogen meliputi tiga proses utama yaitu proses sintesis gas melalui proses absorpsi CO₂ dari *flue* gas (*carbon capture*), proses sintesis methanol, dan proses pemurnian methanol.

- a. Proses Absorpsi CO₂ dari *Flue* Gas menggunakan EEMPA

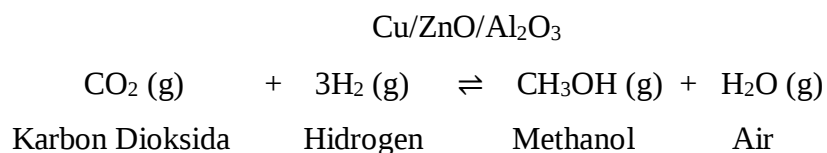


- b. Proses Sintesis Methanol



2.2.2 Mekanisme Reaksi

Reaksi sintesis methanol melibatkan bahan baku yang bereaksi yaitu antara gas CO₂ dan gas hidrogen. Pada pra-rancangan pabrik methanol ini, gas CO₂ didapatkan dari absorpsi *flue* gas yang berasal dari PT. Indocement Tunggal Prakarsa yang sebelumnya sudah melalui *treatment* gas desulfurisasi. Setelah di absorpsi menggunakan larutan EEMPA di kolom absorber, *binding organic liquid* (EEMPA-CO₂) dipisahkan menggunakan kolom stripper untuk mendapatkan kandungan CO₂ murni yang akan digunakan menjadi bahan baku pembuatan methanol. Hidrogen diperoleh dari PT. Aneka Gas Industri yang juga digunakan sebagai bahan baku sintesis methanol. Reaksi sintesis methanol terjadi secara kontinyu di dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan reaksi sebagai berikut:



Setelah melalui proses sintesis, reaksi menghasilkan produk samping berupa air yang perlu dipisahkan melalui proses destilasi sebanyak 2 tahap destilasi untuk mendapatkan methanol murni 99,8% grade AA.

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi sintesis methanol pada pra-rancangan pabrik methanol ini menggunakan reaktor jenis *fixed bed multitube*. Reaksi sintesis methanol ini bersifat eksotermis atau melepaskan panas sehingga perubahan entalpi atau (ΔH) bernilai negatif (-).

2.2.4 Kondisi Operasi

Reaksi sintesis methanol dari *flue* gas dan hidrogen ini berlangsung pada fasa gas secara eksotermis yang terjadi secara kontinyu di dalam reaktor *fixed bed multitube*.

Suhu : 60 – 100°C

Tekanan : 125 – 200 bar

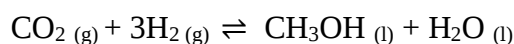
Perbandingan mol : 1 mol gas CO₂ : 3 mol gas H₂

2.2.5 Tinjauan Secara Thermodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis, maka perlu pembuktian dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH°_f) pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dari reaktan dan produk.

2.2.5.1 Panas Reaksi Standar (ΔH_r)

Panas Reaksi Standar (ΔH_r) dapat digunakan untuk menentukan apakah reaksi pada pembentukan methanol dari CO₂ dan hidrogen termasuk reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut merupakan perhitungan panas reaksi antara CO₂ dengan hidrogen:



Tabel 2.4 Harga (ΔH°_f) Masing Masing Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	(ΔH°_f) (Kj/mol)
CO ₂	-393,509
3H ₂	0
CH ₃ OH	-238,660
H ₂ O	-285,830

$$\Delta H^\circ_{R298,15} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H^\circ_f \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{ CO}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2)$$

$$= [(-238,660) + (-285,830) - (-393,509 + 0)]$$

$$= -130,981 \text{ Kj/mol}$$

Karena harga $\Delta H^\circ_{R298,15}$ negatif, maka reaksi pembentukan methanol bersifat eksotermis yaitu melepaskan atau menghasilkan panas.

2.2.5.2 Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Penentuan reaksi bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah tidak dapat balik (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika berdasarkan persamaan Van't Hoff.

$$\frac{d \frac{\Delta G^\circ}{RT}}{dT} = \frac{-\Delta H^\circ}{R^2}$$

Dengan,

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

Sehingga,

$$\frac{d \frac{\Delta G^\circ}{RT}}{dT} = \frac{-\Delta H^\circ}{RT^2}$$

Jika ΔH° merupakan perubahan entalpi standar (panas reaksi) dan dapat diasumsikan konstan terhadap suhu, maka persamaan (2.3) dapat diintegrasikan menjadi:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Tabel 2.5 Harga (ΔG°_f) Masing Masing Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	(ΔG°_f) (Kj/mol)
CO ₂	-394,40
3H ₂	0
CH ₃ OH	-162,51
H ₂ O	-228,6

$$\Delta G^\circ_{R298,15} = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G^\circ_f \text{ CH}_3\text{OH} + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G^\circ_f \text{ CO}_2 + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2)$$

$$= [((-162,51) + -(228,6)) - ((-394,40) + (0))]$$

$$= 3,29 \text{ Kj/mol K}$$

$$= 3290 \text{ J/mol K}$$

$$K \text{ standar pada suhu } 298,15 \text{ K} = e^{\frac{-\Delta G}{RT}}$$

$$= 0,2652069$$

Harga $K < 1$ menunjukkan bahwa reaksi pembentukan methanol bersifat *reversible* atau dapat balik.

2.2.6 Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi pembentukan methanol bersifat eksotermis sehingga selama proses reaksi berlangsung akan terjadi pelepasan panas yang akan mempengaruhi kecepatan reaksi. Harga konstanta kecepatan reaksi (k) pada pembentukan methanol sesuai dengan persamaan Arrhenius.

Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi (k) orde reaksi dan konsentrasi reaktan.

Ditinjau dari Smith (1949) dan Levenspiel (1999), harga k dapat didekati dengan teori tumbukan.

$$k = N \cdot \sigma \cdot AB^2 \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^2 \cdot e^{-E/RT}$$

Dimana:

K = Konstanta kecepatan reaksi

$N_A = 6,02 \cdot 10^{23}$

AB = Jarak pemisahan rata rata : $0,75 \text{ \AA}$

M_A = Berat Molekul Zat A (CO_2) = $44,01 \text{ gram/mol}$

M_B = Berat Molekul Zat B (H_2) = $2,016 \text{ gram/mol}$

Berdasarkan Hill 1977, energi aktivasi (E) dapat dihitung dengan persamaan:

$E = 11,5 - 0,25 \times \Delta H \dots \dots \dots (\text{eksotermis})$

$E = 11,5 - 0,75 \times \Delta H \dots \dots \dots (\text{endotermis})$

Karena reaksi pembentukan methanol bersifat eksotermis, maka:

$E = 11,5 - 0,25 \times \Delta H$

$E = 11,5 - 0,25 \times (3,29 \text{ Kj/mol K})$

$$E = 10,6775$$

Maka, harga k adalah:

$$k = N \cdot \sigma \cdot AB^2 \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^2 \cdot e^{-E/RT}$$

$$k = 6,02 \cdot 10^{23} \times (0,25)^2 \times \left(\frac{1}{44,01} + \frac{1}{2,016} \right)^2 \cdot e^{-10,6775/398,15}$$

$$k = 9,85 \times 10^{-10}$$

2.3 Deskripsi Proses

Uraian sintesis methanol dengan proses *Integrated Capture and Conversion of CO₂ to Methanol* (IC³M)

1. Proses *Integrated Capture and Conversion of CO₂ to Methanol* (IC³M)

Pada proses IC³M bahan baku yang digunakan adalah CO₂ dari *flue gas* yang diambil melalui proses absorpsi menggunakan *absorben solution* dan bahan baku hidrogen yang kemudian masuk ke reaktor untuk proses sintesis methanol. Proses sintesis methanol IC³M melalui beberapa tahap yaitu (Arora et al., 2021):

1) *Feed Flue Gas*

Flue gas yang telah di-*treatment* melalui proses desulfurisasi memiliki suhu 57°C dan tekanan 1 atm. *Flue gas* didinginkan menggunakan air pendingin dari suhu 57°C hingga 33°C dan kemudian ke 16°C menggunakan air dingin. Tujuan dari proses pendinginan ini adalah untuk mengurangi jumlah air yang masuk karena menyebabkan rendahnya efektivitas penangkapan CO₂. Pada PT Indocement Tunggul Prakarsa melakukan pengelolaan berupa memanfaatkan alat *flue gas desulfurization* untuk menurunkan kadar SO₂ pada pembangkit listrik bersumber batu bara. *Feed flue gas* disimpan pada tanki (T-201) dan dialirkan dengan blower (K-101) menuju *flash drum* (FD-101) untuk memisahkan komponen gas dan air. Kondisi operasi pada *flash drum* (FD-101) yaitu suhu 30°C dan tekanan 1 atm. *Flue gas* akan keluar menuju *top flash drum* dan air akan keluar melalui *bottom flash drum* yang akan dibuang ke *waste water*.

2) Absorpsi CO₂ dari Flue Gas Menggunakan EEMPA dan Pemisahan

Kolom absorber dapat dibutuhkan untuk berhasil menyerap 90% dari CO₂ yang masuk ke larutan EEMPA. EEMPA (*N*-(2-ethoxyethyl)-3- morpholinopropan-1-amine) sebagai *Binding Organic Liquid* (BOL) di dalam kolom absorpsi. EEMPA masuk ke dalam absorber (AB-101) dari tanki penyimpanan EEMPA (T-10) yang dipompakan dengan pompa (P-102) yang sebelum masuk ke absorber, dipanaskan terlebih dahulu melewati *heat exchanger* (E-101) dan didinginkan menggunakan *cooler* (E-102) Kondisi operasi absorber ditemukan paling efisien pada 30°C pada tekanan kolom 1 bar. Sifat reaksi pengikatan CO₂ menggunakan EEMPA adalah eksotermis karena melepaskan panas dan suhu larutan meningkat selama proses absorpsi. Setiap pendingin *interstage* digabungkan dengan pompa untuk memberikan kekuatan pendorong untuk resirkulasi ke dalam kolom. Gas buang atau treated gas seperti SO₂, NO_x yang dihasilkan di dalam absorber dihilangkan dari bagian atas kolom. Reaksi ikatan EEMPA dengan CO₂ yaitu:



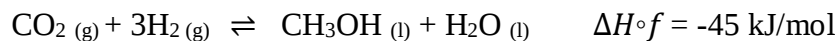
Keluaran absorber (AB-101) dialirkan dengan pompa sentrifugal (P-101) dipanaskan terlebih dahulu di *heat exchanger* (E-101) sebelum dilakukan pemisahan antara CO₂ dan absorben EEMPA dari absorber supaya untuk dapat mencapai kondisi operasi dan mempercepat pemisahan. Untuk memisahkan kandungan EEMPA dari gas CO₂ sebelum masuk ke proses sintesis methanol di dalam reaktor, maka dilakukan pemisahan dengan menggunakan *stripper* (D-101) dengan kondisi operasi suhu 70-80°C tekanan 1 atm. Panas stripper bersumber dari input *medium steam* reboiler (RB-101). EEMPA yang terpisah akan keluar melalui *bottom* stripper dan EEMPA dipanaskan di reboiler (RB-101) dan direcycle suhu keluarannya yaitu 140°C dengan tekanan 1 atm. EEMPA yang masih dapat digunakan akan masuk kembali ke tanki EEMPA (T-102) dan yang sudah tidak dapat digunakan akan dibuang sebagai *purge* EEMPA. Uap gas akan keluar melalui *top* kolom stripper (D-101) dengan kondisi suhu 70°C tekanan 1 atm akan didinginkan menggunakan condenser parsial (CN-101) untuk memisahkan gas dengan cairan yang tidak dibutuhkan, setelah melewati condenser suhu menjadi 35°C, masuk ke *flash drum* kedua (FD-102) untuk memisahkan uap gas dan cairan. Uap gas akan keluar melalui *top* kolom dengan suhu 35°C, cairan yang masih mengandung sedikit campuran EEMPA akan keluar melalui *bottom flash* drum

dengan suhu 35°C dan masuk kembali ke stripper untuk dilakukan pemisahan secara *continyu*.

Gas yang mengandung CO₂ keluar dari top kolom *flash* drum (FD-102) dan input gas hidrogen dari tanki penyimpanan (T-103) dialirkan dengan blower (K-102) dengan suhu 30°C tekanan 1 atm, gas dikompresi dahulu untuk mencapai tekanan proses, gas hidrogen dan CO₂ dikompresi atau dinaikkan tekanannya menggunakan compressor (K-201) sampai menjadi tekanan 50 atm suhu 35°C lalu dipanaskan menggunakan heat exchanger (E-201) sebelum masuk ke reaktor.

3) Sintesis Methanol

Hidrogenasi CO₂ yang terikat pada EEMPA menghasilkan methanol terjadi di *continuos fixed bed multitube* reaktor yang beroperasi pada tekanan 50 bar dan suhu 120°C menggunakan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃. H₂ dan CO₂ bercampur melewati pipa *static mixer* setelah meninggalkan kolom penyerapan. Untuk mempertahankan reaksi isothermal, terdapat satu pemanas *interstage* dikombinasikan dengan pompa yang digunakan untuk memanaskan cairan reaktor. Reaksi pembentukan methanol adalah bersifat eksotermis yaitu:



Reaksi pembentukan methanol di dalam reaktor terjadi pada suhu 120°C dengan tekanan 50 atm, panas di dinding reaktor yaitu 200°C dengan tekanan 50 atm karena adanya input *steam* untuk mempercepat reaksi. Gas keluar melalui *bottom* reaktor (R-201) dengan suhu 180°C dengan tekanan 35 atm.

4) Pemurnian Larutan EEMPA dan Pemisahan Methanol

Tujuan utama dari proses pemurnian ini adalah untuk mencapai produk methanol dengan kemurnian 99,6-99,8%. Berbagai komponen yang keluar dari *outlet* reaktor harus dipisahkan dan juga untuk membuang air dan H₂. Hidrogen dari cairan dipisahkan melalui distilasi. Arus uap yang mengandung H₂ di-*recycle* kembali ke reaktor hidrogenasi untuk kontribusi reaksi lanjut.

EEMPA dipisahkan dari CO₂ melalui kolom *stripper* dan masuk ke *flash* kolom untuk memisahkan cairan EEMPA dan gas CO₂. Gas CO₂ masuk melalui *top* reaktor yang

sebelumnya sudah bercampur dengan hidrogen dalam pipa *static mixer*. *Makeup* EEMPA akan kembali menuju absorber untuk penyerapan selanjutnya. Untuk pemisahan methanol dari senyawa lain yaitu campuran methanol (CH_3OH), air (H_2O), dan hidrogen keluar dari reaktor. Kolom destilasi diperlukan untuk memisahkan komponen ini dan memastikan produksi metanol pada kemurnian 99,6-99,8%.

Keluaran reaktor masuk ke kolom destilasi 1 (D-301). Destilat atau produk atas keluar dengan suhu 90°C tekanan 3 atm. Proses pemanasan menyebabkan methanol menguap lalu dikondensasi menggunakan condenser (CN-301) dan cairan akan ditampung di reflux drum (RD-301) lalu cairan sisa dapat kembali masuk ke kolom destilasi (D-301) untuk pemisahan kontinyu. Uap gas hidrogen akan keluar dari reflux drum dan akan dilakukan *recycle*, hidrogen yang masih layak akan dikembalikan ke tanki dan sisanya sebagai *purge gas*.

Output dari kolom destilasi 1 akan menuju kolom destilasi 2 (D-302) untuk mencapai kemurnian methanol 99,8%. Gas keluar dari *top* kolom destilasi (D-302) lalu dikondensasi dengan condenser (CN-302) lalu cairan ditampung di reflux drum (RD-302) dimana cairan sisa kondensasi dapat kembali masuk kembali ke kolom destilasi untuk dimurnikan secara kontinyu. Sisa hasil samping berupa air dari *bottom* kolom destilasi akan dialirkan menuju *waste water*. *Steam* dari reboiler sebagai pemanas di kolom destilasi memiliki kondisi operasi 130°C dengan tekanan 3 atm.

Methanol cair keluar dari kolom destilasi lalu didinginkan di *cooler* (E-301) menggunakan *cooling water* sampai mencapai suhu 30°C dan tekanan 1 atm lalu dipompakan masuk ke tanki methanol (T-401) dan (T-402).

5) *Recycle* Hidrogen

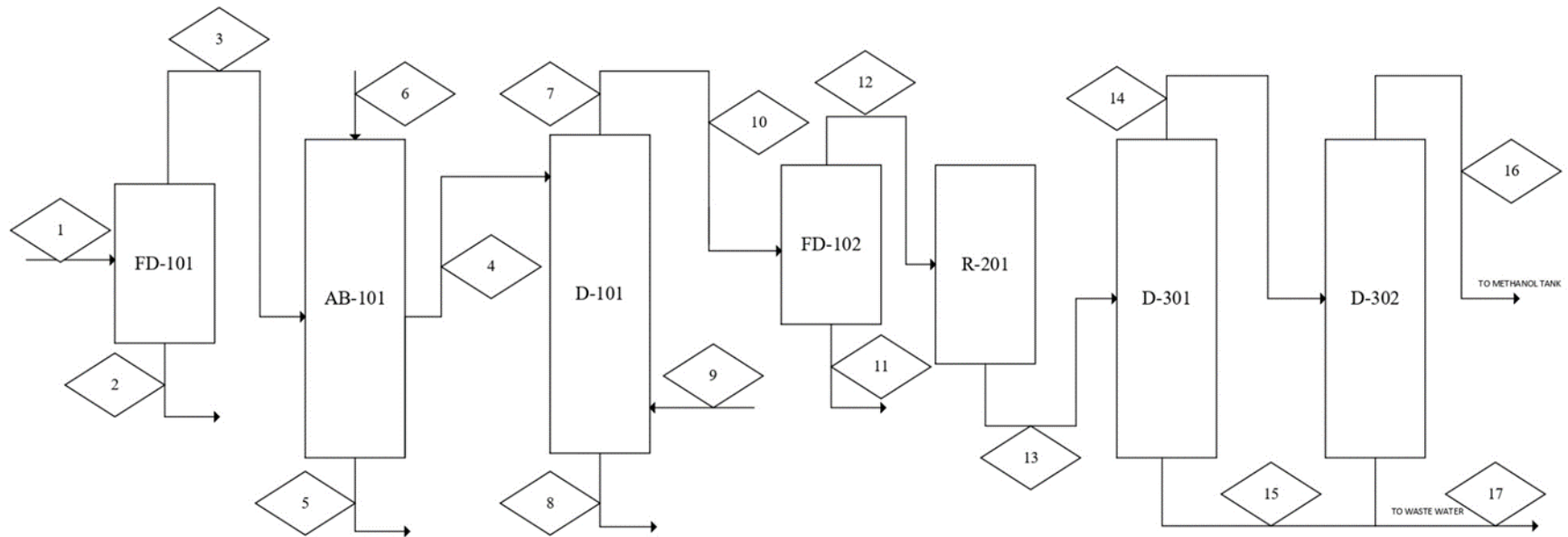
Hidrogen yang belum bereaksi berada dalam aliran untuk di-*recycle* kembali ke hidrogenator. Methanol yang keluar dari *bottom* reaktor akan masuk proses destilasi atau pemisahan sebanyak 2 kali. Pada destilasi 1 dan destilasi 2 digunakan untuk memisahkan kandungan hidrogen dan air. Hidrogen *recycle* dari hasil pemisahan melalui kolom distilasi 1 dan distilasi 2 dikompresi dengan *compressor recycle gas* disatukan dengan jalur bahan baku hidrogen untuk selanjutnya masuk kembali ke dalam reaktor sebagai umpan dan air dibuang.

6) *Recycle EEMPA (N-(2-ethoxyethyl)-3- morpholinopropan-1-amine)*

Larutan EEMPA sebagai *absorben solution* atau *Binding Organic Liquid* (BOL) perlu di-*recycle* karena terjadi degradasi *overtime* EEMPA untuk penghematan biaya. EEMPA dipisahkan dari CO₂ melalui kolom *stripper* dan *flash*. *Makeup* EEMPA akan kembali menuju absorber untuk penyerapan selanjutnya.

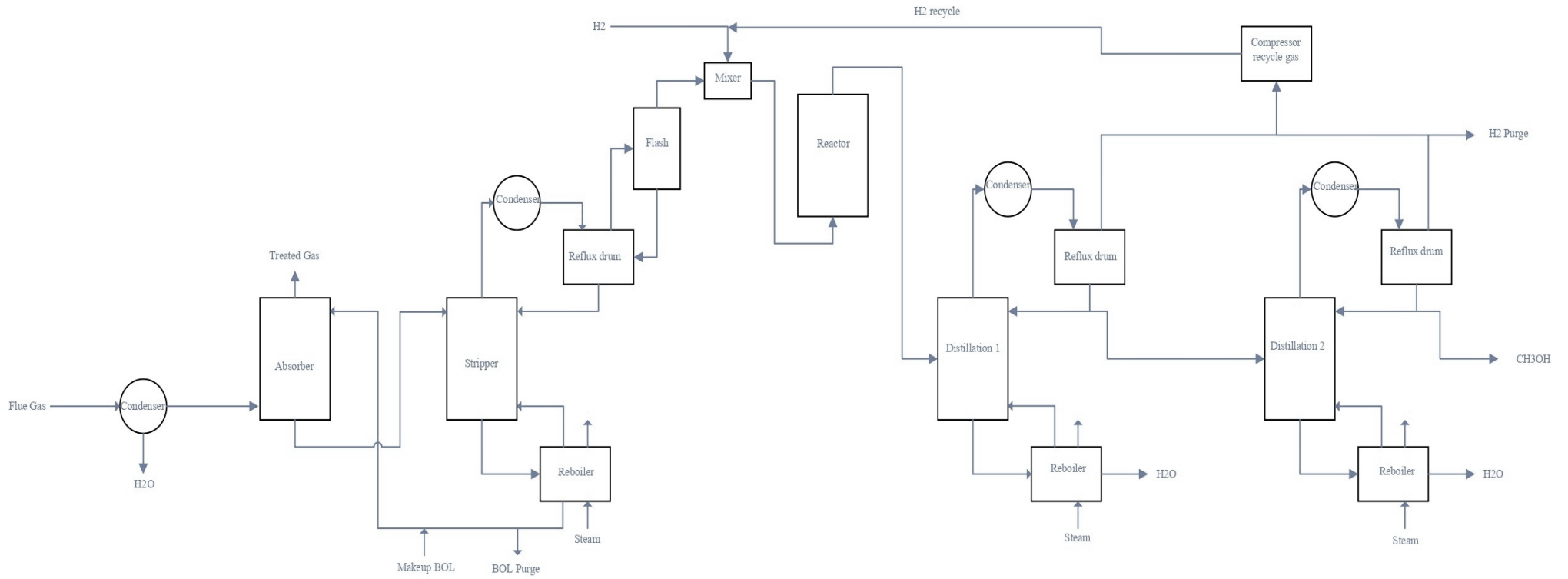
2.4. Diagram Alir

2.4.1 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa

2.4.2 Diagram Alir Neraca Panas



Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Di bawah ini merupakan rangkuman dari perhitungan neraca massa pabrik methanol dari *flue* gas dan hidrogen kapasitas 330.000 ton/tahun. Perhitungan lengkap neraca massa dilampirkan pada Lampiran A.

1. FLASH DRUM I (FD-101)

Tabel 2.6 Neraca Massa Total pada Flash Kolom (FD-101)

Komponen	BM	Input		Output			
		Arus 1		Arus 2 (Cair)		Arus 3 (Uap)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO ₂	44	42.254	1.780	18,4149	0,776	42.235	1.779
N ₂	28	85.349	5.650	0,26975	0,018	85.349	5.650
O ₂	32	12.948	750	0,18946	0,011	12.948	750
H ₂ O	18	17.674	1.820	2905,49	299,195	14.769	1.521
Jumlah		158.225		2.924		155.300	
Total		158.224,560		158.224,560			

2. ABSORBER (AB-101)

Tabel 2.7 Neraca Massa Total pada Absorber (AB-101)

Senyawa	BM	Input		Output	
		Arus 3	Arus 6	Arus 4	Arus 5
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CO ₂	44	42.235,225		38.513,833	4.223,523
N ₂	28	85.348,630			85.348,630
O ₂	32	12.947,811			12.947,811
H ₂ O	18	14.768,533		14.044,875	221,528
EEMPA	216,3		61.290,760	61.290,760	
Jumlah		155.300,199	61.290,760	113.849,468	102.741,491
Total		216.590,96		216.590,96	

3. STRIPPER (D-101)

Tabel 2.8 Neraca Massa Total pada Stripper (D-101)

Komponen	BM	Input		Output	
		Arus 4	Arus 9	Arus 7	Arus 8
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CO ₂	44	38.513,833		38.128,694	
H ₂ O	18	14.044,875	14.525	10.146,893	18.808,157
EEMPA	216,3	61.290,760			61.290,760
Jumlah		113.849,468	14.525	48.275,587	80.098,917
Total		128.374,47		128.374,50	

4. FLASH DRUM II (FD-102)

Tabel 2.9 Neraca Massa Total pada Flash Drum II (FD-102)

Komponen	BM	Input		Output			
		Arus 10		Arus 11 (Cair)		Arus 12 (Uap)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO ₂	44	38.128,7	866,6	547,1	12,4	37.544,3	853,3
H ₂ O	18	10.146,9	563,7	10.184	565,8		
Jumlah		48.275,6		10.731		37.544,3	
Total		48.275,6		48.275,6			

5. REAKTOR (R-201)

Tabel 2.10 Neraca Massa Total pada Flash Drum II (FD-102)

Komponen	BM	Input		Reaksi		Output	
		Arus 12				Arus 13	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO ₂	44	37.544	853,2792	437.800	9950		
H ₂	2,016	165.808	82.246	60.178	29850	3.649	1.810
CH ₃ OH	32			318.400	9950	184.059	5.752
H ₂ O	18			179.100	9950	15.644	869,121
Jumlah		203.352,3		995.478		203.352	
Total		203.352,30				203.352,30	

6. DESTILASI (D-301)

Tabel 2.11 Neraca Massa Total pada Destilasi I (D-301)

Komponen	BM	Input		Output			
		Arus 13		Arus 14		Arus 15	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO ₂	44						
H ₂	2,016	15.143,16	1.810,00	13.925,37	29.850,00		
CH ₃ OH	32	184.059,16	1.385,99	5.396,62	312,61	178.662	10.349
H ₂ O	18	4.149,98	55,56	536,80	55,28	4.831	498
Jumlah		203.352,30		19.858,79		183.493	
Total		203.352,30				203.352,28	

7. DESTILASI II (D-302)

Tabel 2.12 Neraca Massa Total pada Destilasi II (D-302)

Komponen	BM	Input		Output			
		Arus 15		Arus 16		Arus 17	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CH ₃ OH	32	178.662,27	10.348,8	178.653,3	10.348,31	8,96	0,52
H ₂ O	18	4.831,22	497,5	9,7	1,00	4.821,56	496,51
Jumlah		183.493,49		178.663,0		183.493	
Total		183.439,49		183.493,49			

2.5.2 Neraca Panas

Di bawah ini merupakan rangkuman dari perhitungan neraca panas pabrik methanol dari *flue* gas dan hidrogen kapasitas 330.000 ton/tahun. Perhitungan lengkap neraca panas dilampirkan pada Lampiran B.

1. BLOWER (K-101)

Tabel 2.13 Neraca Panas Total pada Blower (K-101)

Komponen	Q in (kj/jam)	Q out (kj/jam)
Q1	1.581.045	-
Q2	-	40.547.233,9
Q kompressi	38.966.189	
Total	40.547.234	40.547.233,9

2. FLASH DRUM I (FD-101)

Tabel 2.14 Neraca Panas Total pada Flash Drum I (FD-101)

Komponen	Input		Output	
	Q1 (kj/jam)	Q2 (kj/jam)	Q3 (kj/jam)	
CO ₂	9073.097,85	6.949.993	342.799	
N ₂	20.821.067,3	374.779,2	821.326	
O ₂	2.831.999,56	31.152	110.542	
H ₂ O	7.821.069,14	2,34E+09	255.883	
Subtotal	40.547.233,9	39.016.684	1.530.550	
Total	40.547.233,9		40.547.234	

3. ABSORBER (AB-101)

Tabel 2.15 Neraca Panas Total pada Absorber (AB-101)

Komponen	Input		Output	
	Q3 (Kj/jam)	Q6 (Kj/jam)	Q4 (Kj/jam)	Q5 (Kj/jam)
CO ₂	342.799,242		-36.702.662,569	-91.475,116
N ₂	821.326,149		0,000	56.023,805
O ₂	110.541,953		0,000	4.546,084
H ₂ O	255.882,698	-144,916	-62.254,217	-54,552
EEMPA	1.530.550,042	12.461,204	350.363,243	0,000
Subtotal	3.061.100,083	12.316,289	36.414.553,500	30.959,778
Total	36.445.513,278		36.445.513,278	

4. COOLER (E-102)

Tabel 2.16 Neraca Panas Total Cooler (E-102)

Komponen	Qin (Kj/jam)	Qout (Kj/jam)
CO ₂	371.649,950	81.440,897
H ₂ O	285.655,242	6.378,406
EEMPA	276.593,576	58.945,639
CW	0,000	787.133,825
Total	933.898,767	933.898,767

5. HEAT EXCHANGER (E-101)

Tabel 2.17 Neraca Panas Total Heat Exchanger (E-101)

Komponen	Qin	Qsin	Qout	Qsout
CO ₂	40.637,327		456.015,233	0
H ₂ O	31.634,778		349.447,760	0
EEMPA	29.288,510		341.913,291	0
Steam	0,000	1.045.815,67	0	0
Subtotal	101.560,615	1.045.815,67	1.147.376,283	
Total		1.147.376,283	1.147.376,283	

6. STRIPPER (D-101)

Tabel 2.18 Neraca Panas Total Stripper (D-101)

Aliran	Qin (kj/jam)	Qout (kj/jam)
Q11	4.761.611,577	
Q12		94.238.106,17
Q13		4.761.611,577
Reboiler	94.238.106,169	
Total	98.999.717,75	98.999.717,75

7. CONDENSER (CN-101)

Table 2.19 Neraca Panas Total Condenser (CN-101)

Komponen	Q in (kj/jam)	Q out (kj/jam)
Q laten	52.111,23025	
Q sensibel	18.341.032.641	
Q pendingin		18.340.980.530
Total	18.341.084.752	18.340.980.530

8. FLASH DRUM (FD-102)

Tabel 2.20 Neraca Panas Total Flash Drum (FD-102)

Komponen	Input		Output
	Q15 (kj/jam)	Q16 (kj/jam)	Q17 (kj/jam)
CO ₂	907.3097,855	340,9274722	164.346
H ₂ O	20.821.067,34	19.196,91542	
Subtotal	29.894.165,2	19.537,84289	164.346
Total	29.894.165,2	29.894.165,2	

9. BLOWER (K-102)

Tabel 2.21 Neraca Panas Total Blower (K-102)

Komponen	Q in (kj/jam)	Q out (kj/jam)
Q1	11.833.491	-
Q2	-	301.116.241
Q kompressi	289.2872.749,6	
Total	301.116.241	301.116.241

10. KOMPRESSOR (K-101)

Tabel 2.22 Neraca Panas Total Blower (K-102)

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CO ₂	2.188.679,674	395.356,4042
H ₂	154.497.145	28.392.566,86
Q beban		127.897.901,4
Total	156.685.824,7	156.685.824,7

11. HEAT EXCHANGER (E-201)

Tabel 2.23 Neraca Panas Total Heat Exchanger (E-201)

Komponen	Qin	Qsin	Qout
CO ₂	329.479,4		828.708,621
H ₂	23.681.649,9		59.272.481,737
Steam		36.090.060,96	0
Subtotal	24.011.129,395	36.090.060,962	60.101.190,358
Total	60.101.190,358	60.101.190,358	

12. REAKTOR (R-201)

Tabel 2.24 Neraca Panas Total Reaktor (R-201)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (kj/jam)
CO ₂	3.235.319,791	
H ₂	226.201.609,7	8.145.606,323
CH ₃ OH		45.190.734,97
H ₂ O		4.599.840,969
Q Reaksi	-352.880	
Q Reaktor		481.315.129,3
Total	539.251.311,5	539.251.311,5

13. KOLOM DESTILASI (D-301)

Tabel 2.25 Neraca Panas Total Destilasi (D-301)

Aliran	Qin (kj/jam)	Qout (kj/jam)
Panas Umpan	42.642.978,67	
Panas Gas		40.000.000
Panas Cairan		2.642.978,674
Panas <i>Steam</i> Reboiler	42.646.464,56	
Panas <i>Steam</i>		42.646.464,56
Total	85.289.443,23	85.289.443,23

14. KOLOM DESTILASI (D-302)

Tabel 2.26 Neraca Panas Total Destilasi (D-302)

Aliran	Qin (kj/jam)	Qout (kj/jam)
Panas Umpan	32.021.848,8	
Panas Gas		32.021.848,76
Panas Cairan		1.093.200,458
Panas <i>Steam</i> Reboiler	65.596.961,69	
Panas <i>Steam</i>		65.596.961,69
Total	97.618.810,49	97.618.810,49

15. KOMPRESSOR (K-202)

Tabel 2.27 Neraca Panas Total Kompresor (K-202)

Komponen	Qinput (kj/jam)	Qoutput (kj/jam)
CO ₂	2.188.679,674	395.356,4042
H ₂	154.497.145	28.392.566,86
Q beban		127.897.901,4
Total	156.685.824,7	156.685.824,7

16. COOLER (E-301)

Tabel 2.28 Neraca Panas Total Cooler (E-301)

Komponen	Qin (kj/jam)	Qout (kj/jam)
CH ₃ OH	59.007.335,747	4.332.199,439
H ₂ O	4.286.070,414	639,030
CW		58.960.567,692
Total	63.293.406,162	63.293.406,162

2.6 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

Dalam pembangunan pabrik perlu diperhatikan tata letak pabrik dan peralatan supaya penggunaan di area pabrik dapat lebih efisien dan proses menjadi lancar sehingga dapat menghasilkan produk yang baik sesuai spesifikasi dan keamanan pekerja terjamin dengan baik.

2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi daerah proses, utilitas, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, area perkantoran, area perluasan pabrik dan bangunan-bangunan pendukung lainnya. Tata letak pabrik dirancang supaya penggunaan area pabrik dapat lebih efisien dan kelancaran proses dapat lebih terjamin.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat-alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan utama proses yang tercantum dalam diagram alir proses, perlu diperhatikan juga fisik bangunan pendukung lainnya seperti kantor, bengkel, poliklinik, kantin, taman, *meeting point*, kantor K3, pos keamanan dan lain lain yang ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi 3 daerah utama yaitu daerah administrasi dan perkantoran, daerah proses dan daerah pergudangan bengkel dan garasi serta daerah utilitas.

Untuk tata letak pabrik yang optimal, maka perlu diperhatikan hal-hal dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Area perluasan pabrik harus sudah direncanakan dan dipersiapkan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak muncul dimasa yang akan datang. Sehingga sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik dan juga penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun untuk mengolah produknya sendiri ke produk lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu perlu dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti alat pemadam kebakaran, *hydrant indoor* dan *outdoor*, *sprinkler*, dan lain-lain. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk atau unit-unit yang mudah meledak harus

diletakkan di area yang khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan bangunan yang lainnya.

3. Luas lahan yang tersedia

Pemakaian lahan disesuaikan dengan area yang tersedia dan diusahakan luas area yang digunakan seefektif mungkin. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain agar dapat menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

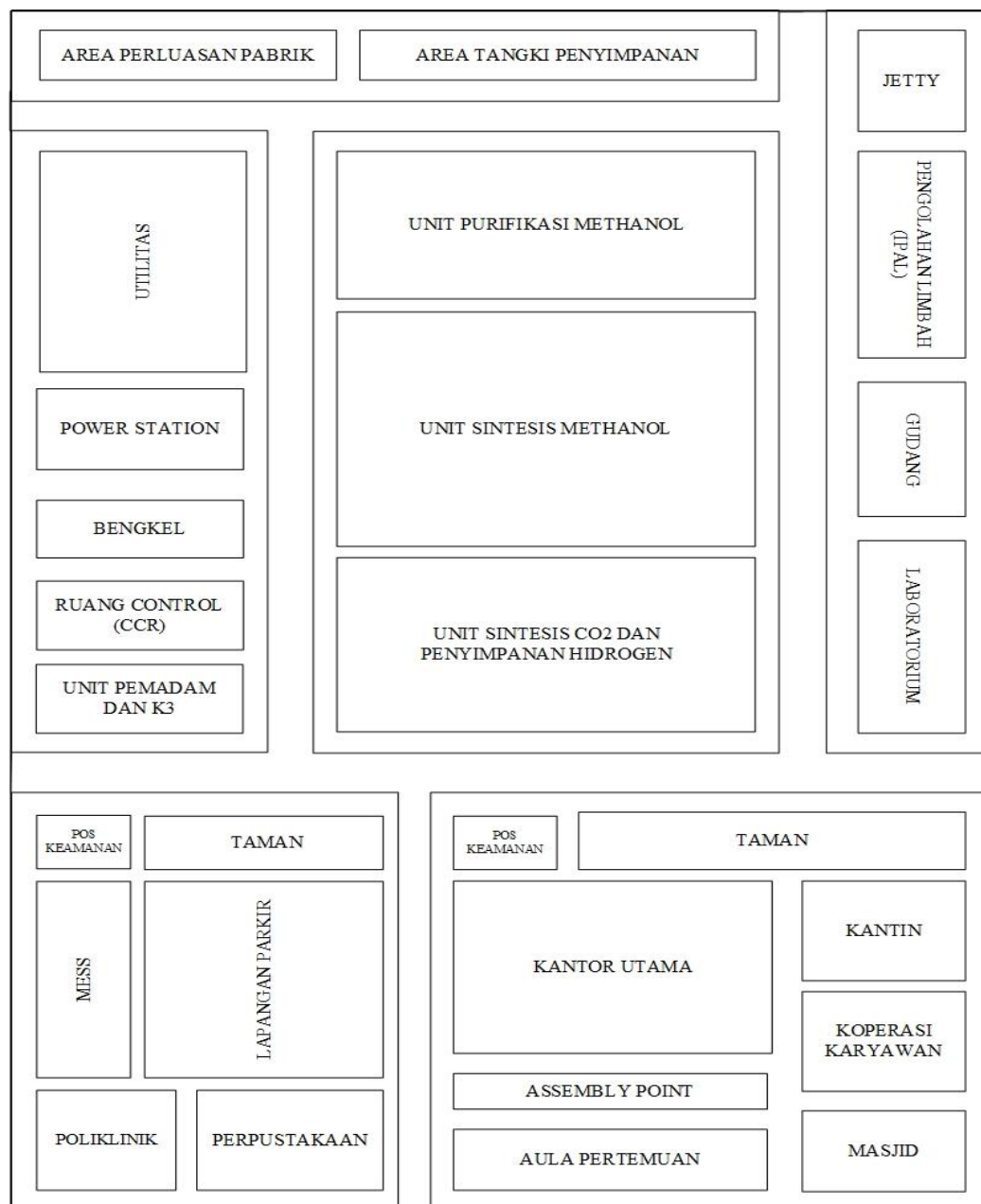
Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, *steam*, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatannya juga diatur agar karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Adapun perincian penggunaan lahan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.29 Kebutuhan Lahan Pembangunan Pabrik

No	Penggunaan Lahan	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan (2)	40
2	Gedung Kantor Utama	1.500
3	Kantin	300
4	Laboratorium	500
5	Poliklinik	300
6	Mess	1.000
7	Koperasi Karyawan	200
8	Unit Pemadam Kebakaran dan K3	100
9	Gudang	500
10	Bengkel	200
11	Masjid	200
12	CCR (<i>Control Room</i>)	300
13	Aula Pertemuan	200
14	<i>Learning Room</i> atau Perpustakaan	100
TOTAL RUANGAN INDOOR		5.440
15	Lapangan Parkir	500
16	Unit Proses	7.000

17	Unit Utilitas	6.000
18	Unit Pengolahan Limbah (IPAL)	3.000
19	Jalan dan Taman	1.500
20	Unit Dermaga ke Pelabuhan	800
21	Daerah Perluasan Pabrik	5.000
TOTAL RUANGAN <i>OUTDOOR</i>		23.800
TOTAL LUAS PABRIK		29.240



Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik Methanol

2.6.2 Tata Letak (Lay Out) Peralatan

Dalam perancangan pabrik, pada *lay out* peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk secara tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu memperhatikan elevasi pipa di atas tanah, perlu pemasangan pada ketinggian 3 meter atau lebih. Sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga diharapkan tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran Udara

Aliran dan arah aliran udara di dalam dan sekitar area proses di pabrik perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan para pekerja, juga perlu diperhatikan arah hembusan angin dapat dibantu menggunakan alat *windsock*.

3. Cahaya

Penerangan di seluruh area pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diperhatikan penerangan tambahan yang baik.

4. Transportasi atau Lalu Lintas Manusia

Dalam perancangan *lay out* peralatan pabrik perlu memperhatikan kelancaran saat distribusi bahan baku, proses, produk, akses pekerja untuk mengakses peralatan supaya pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera dan mudah diperbaiki supaya keamanan pekerja yang menjalani tugas dapat terprioritaskan dengan baik.

5. Penempatan Alat Proses

Untuk menempatkan peralatan proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar Proses

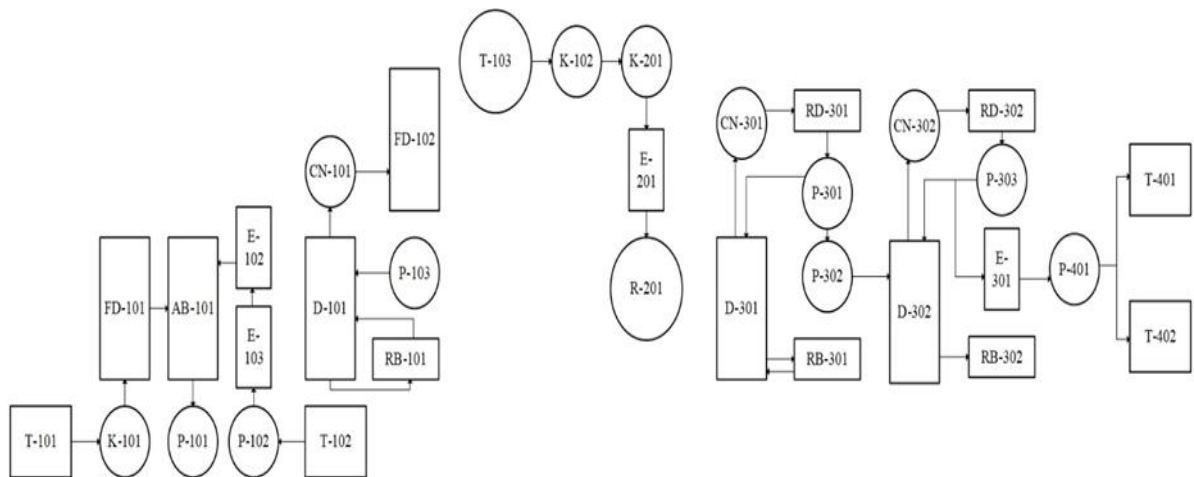
Untuk alat proses yang memiliki tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain sehingga apabila terjadi peledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa supaya dapat:

1. Terlaksananya dan jaminan kelancaran proses produksi.

2. Dapat mengoptimalkan penggunaan luas lantai dan bangunan pabrik.
3. Biaya material menjadi lebih rendah sehingga dapat menekan biaya pengeluaran (segi ekonomi).
4. Karyawan atau pekerja mendapatkan kepuasan dalam bekerja.

Pada pabrik methanol ini tata letak (*lay out*) peralatan pabrik dapat dilihat seperti pada Gambar di bawah ini:



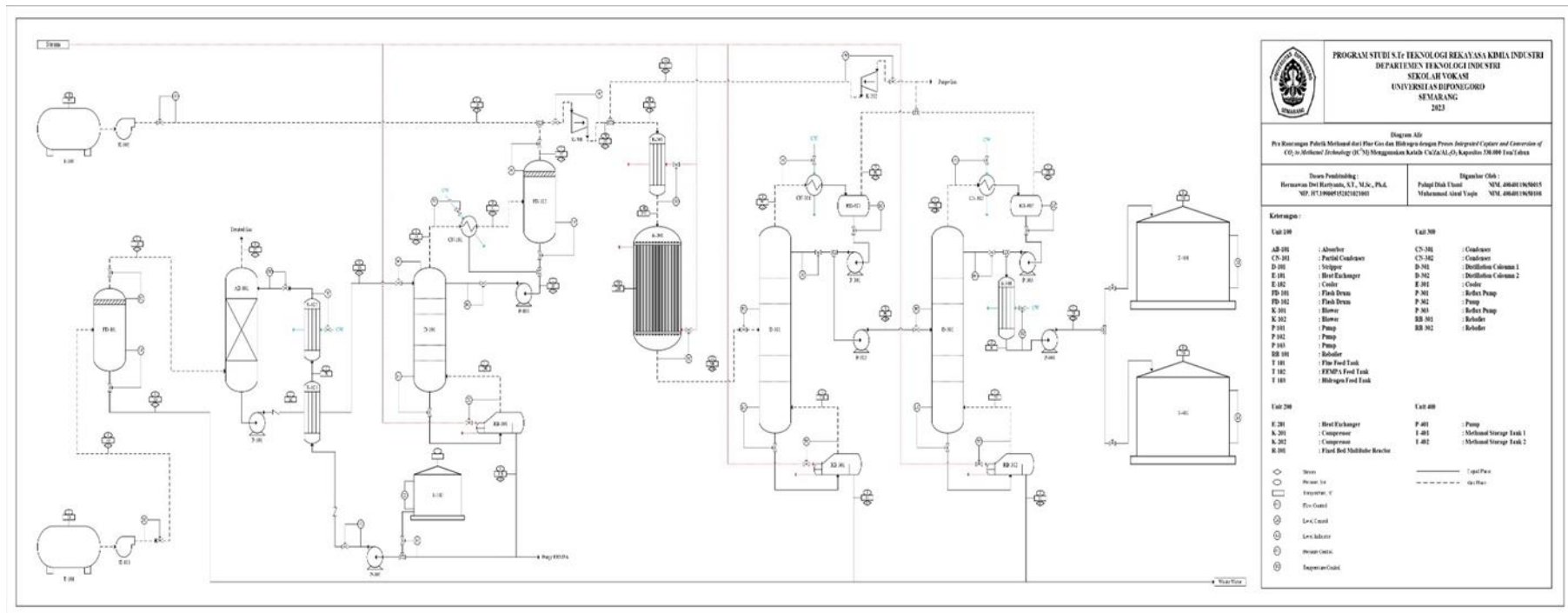
Gambar 2.5 Tata Letak Peralatan Proses

Tabel 2.30 Keterangan *Lay Out Process*

Nomor	Kode Alat	Nama Alat
1	AB-101	Absorber
2	CN-101	<i>Partial Condenser</i>
3	D-101	<i>Stripper</i>
4	E-101	<i>Heat Exchanger</i>
5	E-102	<i>Cooler</i>
6	FD-101	<i>Flash Drum</i>
7	FD-102	<i>Flash Drum</i>
8	K-101	<i>Blower</i>
9	K-102	<i>Blower</i>
10	P-101	<i>Pump</i>
11	P-102	<i>Pump</i>
12	P-103	<i>Pump</i>
13	RB-101	<i>Reboiler</i>
14	T-101	<i>Flue Gas Feed Tank</i>
15	T-102	<i>EEMPA Feed Tank</i>

16	T-103	<i>Hydrogen Feed Tank</i>
17	E-201	<i>Heat Exchanger</i>
18	K-201	Kompresor
19	K-202	Kompresor
20	R-101	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
21	CN-301	Kondenser
22	CN-302	Kondenser
23	D-301	Kolom Destilasi 1
24	D-302	Kolom Destilasi 2
25	E-301	<i>Cooler</i>
26	P-301	Pompa Reflux
27	P-302	<i>Pompa</i>
28	P-303	Pompa Reflux
29	RB-301	Reboiler
30	RB-302	Reboiler
31	P-401	<i>Pompa</i>
32	T-401	Tanki Penyimpanan Methanol 1
33	T-402	Tanki Penyimpanan Methanol 2

2.7 Flowsheet Pabrik Methanol



Gambar 2.6 Flowsheet Pabrik Methanol

