

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Metanol

Wujud : Cair
Warna : Tidak berwarna
Densitas : 0,7886 – 0.7867 g/ml
Komposisi
Metanol : min 99,9 % berat
Air : maks 0,1 % berat

(PT. Kaltim Methanol Industry)

b. Urea

Wujud : Padat
Warna : Putih
Bentuk : Prill
Densitas : 1,322 – 1,323 g/cm³
Ukuran : ± 18 mesh
Komposisi
Urea : 99,27 % berat
Air : 0,73 % berat

(PT. Pupuk Kaltim, Tbk)

c. Udara Proses

Wujud : Gas
Warna : Tidak berwarna
Humidity : 60 %
Suhu Lingkungan : 30 °C

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Katalis

Jenis : Iron molybdenum oxide

Rumus Kimia : $\text{Fe}_2\text{O}_3\text{MoO}_3\text{Cr}_2\text{O}_3$

Bentuk : Silindris

Bulk Density : $1,8918 \text{ g/cm}^3$

Porositas : 0,55

Diameter rata-rata : 0,35 cm

Ukuran : -4 sampai +8 mesh

Umur katalis : 18 bulan

Komposisi

$\text{MoO}_3 = 80 - 81 \% \text{W}$

$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 14 - 15 \% \text{W}$

$\text{Cr}_2\text{O}_3 = 4 - 5 \% \text{W}$

Dimensi

OD = 4,5 mm

ID = 1,7 mm

H = 4 mm

2.1.3 Spesifikasi Produk

Urea Formaldehid

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Bau : Tajam

Densitas (25 °C) : $1,32 - 1,46 \text{ g/cm}^3$

Komposisi

Urea Formaldehid = min 85 % berat

Metanol = maks 0,3 % berat

Air = maks 13 % berat

(www.dbwestern.com)

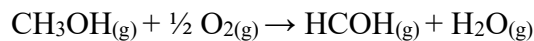
2.2 Konsep Proses

2.2.1 Mekanisme Reaksi

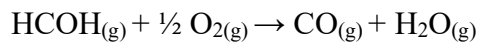
Proses pembuatan urea formaldehid dibagi menjadi 2 tahap. Tahap pertama merupakan pembuatan formaldehid dengan menggunakan metanol dan oksigen dari udara dari lingkungan sekitar. Sedangkan tahap kedua merupakan pembentukan urea formaldehid.

Proses pembuatan formaldehid menggunakan proses oksidasi metanol menjadi formaldehid yang bersifat eksotermis dan berlangsung di dalam reaktor fixed bed multitube dengan menggunakan katalis iron molybdenum oxide dan Dowterm A sebagai pendingin. Konversi yang diperoleh mencapai 99 % dan selektivitas formaldehid sebesar 94 %. Reaksi dalam reaktor terjadi pada suhu 190 °C dan tekanan 1,5 atm dengan fase reaksi gas-gas. Perbandingan mol metanol dan oksigen adalah 1 : 1,1

Reaksi yang terjadi:

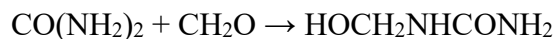


Reaksi samping:

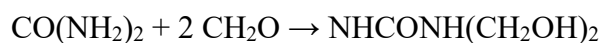


Proses pembuatan urea formaldehid terjadi didalam absorber. Gas hasil reaksi dari dalam reaktor yang mengandung gas formaldehid direaksikan dengan larutan urea 70 % berat. Konversi yang diperoleh mencapai 97 %. Dalam absorber ini terjadi pembentukan metilol urea yang merupakan reaksi metiolasi dengan suhu 70 °C, tekanan 1,2 atm dan perbandingan mol urea dan formaldehid sebesar 1 : 1,4. Laju pembentukan Mono, Di dan Tri metilol urea secara berturut sesuai dengan perbandingan 9 : 3 : 1.

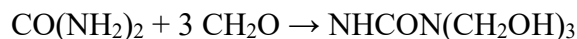
Reaksi:



Urea Formaldehid Mono Metilol Urea



Urea Formaldehid Dimetilol Urea



Urea Formaldehid Trimetilol Urea

Mekanisme reaksi untuk reaksi oksidasi methanol menjadi formadehid dapat digambarkan sebagai berikut:

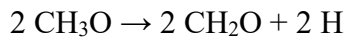
1. Chemisorbtion O₂

$$\text{O}_2 \rightarrow 2 \text{O}$$
2. Oksigen mengoksidasi methanol

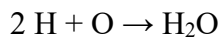
$$2 \text{CH}_3\text{OH} + 2 \text{O} \rightarrow 2 \text{CH}_3\text{O} + 2 \text{OH}$$
3. Gugus hidroksil menjadi air dan oksigen

$$2 \text{OH} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{O}$$

4. Pembentukan formaldehid bebas



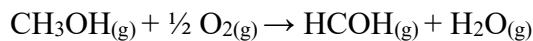
5. Reaksi antara H dengan membentuk air



2.2.2 Tinjauan Termodinamika

Secara termodinamika untuk menentukan sifat reaksi dapat dilihat dari harga entalpi dan konstanta kesetimbangan

Reaksi Utama:



Diketahui pada suhu 25 °C:

$$\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH}_{(\text{g})} = -48,08 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{O}_{2(\text{g})} = 0 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{HCOH}_{(\text{g})} = -28,29 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})} = -57,7979 \text{ kcal/mol}$$

(Smith Van Ness 6th, 2001)

$$\Delta H_r^\circ = \Sigma \Delta H \text{ produk} - \Sigma \Delta H \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f^\circ \text{HCOH} + \Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2} \Delta H_f^\circ \text{O}_2)$$

$$= (-28,29 - 57,7979) - (-48,08 + 0)$$

$$= -86,0879 \text{ kcal.mol} + 48,98 \text{ kcal/mol}$$

$$= -38,0079 \text{ kcal/mol}$$

Berdasarkan perhitungan didapat nilai ΔH dari reaksi yang memiliki nilai negative maka reaksi bersifat eksotermis. Apabila ditinjau dari energi Gibbs (ΔG_r) pada suhu 25 °C diketahui data sebagai berikut:

$$\Delta G_f^\circ \text{CH}_3\text{OH}_{(\text{g})} = -38,62 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{O}_{2(\text{g})} = 0 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{HCOH}_{(\text{g})} = -26,88 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{H}_2\text{O}_{(\text{g})} = -54,6351 \text{ kcal/mol}$$

(Smith Van Ness 6th, 2001)

$$\Delta G_r^\circ = \Sigma \Delta G \text{ produk} - \Sigma \Delta G \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G_f^\circ \text{HCOH} + \Delta G_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2} \Delta G_f^\circ \text{O}_2)$$

$$= (-26,88 - 56,6899) - (-39,80 + 0)$$

$$= -83,5699 \text{ kcal/mol} + 39,8 \text{ kcal/mol}$$

$$= -43,7699 \text{ kcal/mol}$$

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

$$\begin{aligned}
 K_{298} &= \exp(-\Delta G/RT) \\
 &= \exp(43,7699 / 1,987 \times 298) \\
 &= 1,267 \times 10^{32}
 \end{aligned}$$

Ternyata diperoleh nilai $K \gg 1$, hal ini menunjukkan bahwa reaksi yang berlangsung adalah *irreversible*.

2.2.3 Tinjauan Kinetika

Bila ditinjau dari segi kinetika, kecepatan reaksi oksidasi akan bertambah dengan naiknya suhu. Hal ini ditunjukkan oleh persamaan konstanta kecepatan reaksi:

$$k = 5,37227 \cdot 10^2 \cdot \exp(-7055,14/T)$$

2.3 Diagram Alir Proses

2.3.1 Langkah Proses

Proses pembuatan urea formaldehid dibagi menjadi tiga tahap, yaitu: tahap penyiapan bahan baku, tahap pembentukan produk, dan tahap penanganan produk.

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Tahap penyiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan bahan baku metanol dan oksigen agar sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan dalam reaktor *fixed bed multitube* yaitu pada suhu 190 °C dan tekanan 1,5 atm.

Bahan baku utama pembuatan formaldehid adalah methanol dan oksigen. Metanol disimpan dalam tangki silinder dengan *flat bottom* dan *conical roof* (T-01) dalam fase cair pada kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Metanol dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju vaporizer (V-01). Dalam vaporizer, metanol diubah fasenya dari cair menjadi uap jenuh pada suhu 75,39 °C. Jenis vaporizer yang digunakan adalah bertipe ketel. Uap yang mempunyai suhu 75,39 °C dipanaskan di *metanol heater* (HE-01) dengan memanfaatkan panas aliran gas produk dari reaktor hingga suhu mencapai 190 °C. Setelah itu uap metanol diumpankan ke dalam reaktor (R-01).

Oksigen diperoleh dari udara lingkungan sekitar dengan kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1 atm melewati *filter* (FL-01) untuk dipisahkan partikulat padat dan air yang terkandung dalam udara. Kemudian dengan menggunakan blower (B-01) tekanan dinaikkan menjadi 1,5 atm dan dialirkan menuju *air feed heater*

(HE-02) untuk dipanaskan sampai suhu 190 °C dengan menggunakan aliran pemanas keluar dari reaktor. Udara selanjutnya diumpankan ke dalam reaktor (R-01).

Metanol fase gas dan oksigen fase gas bereaksi didalam reaktor dan membentuk gas formaldehid.

Bahan baku urea yang disimpan dalam gudang (G-01) diangkut ke dalam silo (SL-01) yang dilengkapi *weight feeder* (WF-01) dengan menggunakan *bucket elevator* (BE-01) dan *screw conveyor* (SC-01). Urea yang telah ditimbang kemudian dimasukkan ke dalam *mixing tank* (M-01) dan dilarutkan menggunakan air proses hingga diperoleh larutan urea 70 % berat. Untuk melarutkan urea tersebut diperlukan panas yang disuplai *Catalitic Incenerator* (CI-01) yang telah melewati *metanol heater*. Larutan urea ini ditampung dalam tangki penampungan (T-04) sebelum dialirkan dengan pompa ke dalam absorber (AB-01) untuk digunakan sebagai penyerap gas formaldehid.

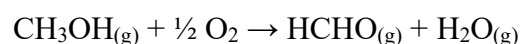
2. Tahap Pembentukan Produk

Tahap ini bertujuan untuk:

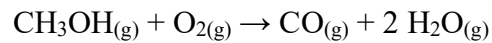
- a. Mereaksikan methanol dan oksigen dalam reaktor sehingga dihasilkan formaldehid
- b. Mereaksikan gas formaldehid dengan larutan urea di dalam absorber

Formaldehid terbentuk dengan mereaksikan bahan baku metanol dan oksigen dengan menggunakan katalis iron molybdenum oxide yang diletakkan dalam tube-tube reaktor fixed bed multitube dan operasinya berlangsung pada suhu 250°C dan tekanan 1,5 atm. Reaksinya merupakan reaksi eksotermis, sehingga selama reaksi berlangsung akan dilepas sejumlah panas. Untuk menjaga kondisi operasi reaktor digunakan pendingin Dowterm A dari tangki penampungan yang dialirkan melalui shell. Panas yang dibawa keluar oleh Dowterm A didinginkan dengan air untuk menghasilkan steam dengan suhu 110°C dan tekanan 3,56 atm di dalam waste heat boiler. Konversi reaksi mencapai 99 % dengan selektivitas formaldehid 94%. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:

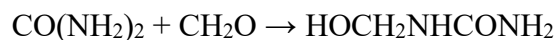
Reaksi Oksidasi:



Reaksi Samping:



Gas hasil reaksi yang mengandung gas formaldehid keluar dari reaktor pada suhu 260,5°C kemudian dimanfaatkan untuk memanaskan udara di tahap persiapan bahan baku. Gas produk keluar dari Air Feed Heater bersuhu 155,02°C, kemudian digunakan untuk memanaskan methanol pada Metanol heater, gas keluar dari Metanol heater pada suhu 127,8°C, gas didinginkan di reactor product cooler sampai suhu 70°C untuk diumpankan ke dalam absorber. Pembentukan urea formaldehid dilakukan di dalam absorber dengan tipe packed tower. Absorber ini beroperasi pada suhu 70-80°C dan tekanan 1,2 atm dan dilengkapi dengan pendingin berupa air di tiap-tiap bed. Reaksi yang terjadi di absorber adalah:



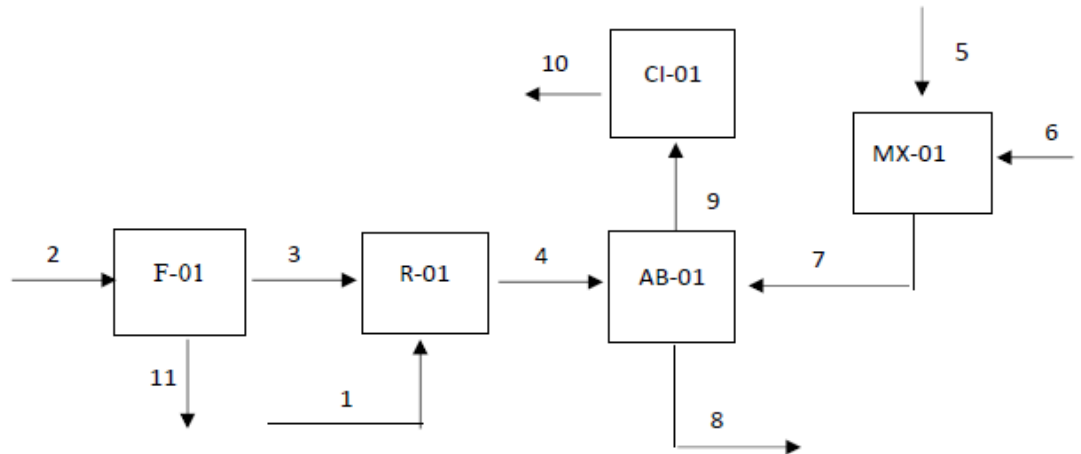
Dalam absorber gas formaldehid diserap menggunakan larutan urea 70% berat. Konversi penyerapan 97 %. Gas-gas yang tidak terserap keluar melalui puncak absorber dan diumpankan ke dalam catalytic incinerator. Di dalam catalytic incinerator ini terjadi pembakaran sisa metanol, formaldehid dan CO menjadi CO₂ dan uap air. Gas keluaran catalytic incinerator yang bersuhu 461°C dimanfaatkan sebagai pemanas pada mixing tank sebelum dibuang ke lingkungan.

3. Tahap Penanganan Produk

Larutan urea formaldehid sebagai produk bawah menara absorber keluar pada suhu 80°C. Dengan menggunakan pompa larutan produk kemudian dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan produk.

2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1 Neraca Massa



Gambar 2.1 Blok Diagram Neraca Massa

Keterangan:

- F-01 : Filter
- R-01 : Reaktor
- AB-01 : Absorber
- MX-01 : Mixer Tank
- CI-01 : Catalytic Incinerator

Keterangan Arus:

Tabel 2.1 Komponen Tiap Arus

Arus	Komponen
1	CH ₃ OH, H ₂ O
2	O ₂ , N ₂ , partikulat
3	O ₂ , N ₂
4	HCOH, CH ₃ OH, H ₂ O, CO, O ₂ , N ₂
5	H ₂ O
6	H ₂ O, urea

7	H ₂ O, urea
8	Urea formaldehid, Urea, CH ₃ OH, H ₂ O
9	HCOH, CH ₃ OH, H ₂ O, CO, O ₂ , N ₂
10	H ₂ O, CO, O ₂ , N ₂
11	Partikulat

1. Neraca Massa di Absorber (AB-01)

Tabel 2.2 Neraca Massa di Absorber

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	4	7	8	9
HCOH	12284,16			368,525
CH ₃ OH	1040,844		101,721	939,123
O ₂	9255,435			9255,435
H ₂ O	8319,848	7528,43	4473,12	11375,162
CO	731,823			731,823
N ₂	54783,00			54783,002
Urea		17566,6	511,181	
UF			28820,81	
Jumlah	86415,11	25094,7	33906,84	77453,071
Total (kg/jam)	11509,913		111359,911	

2. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 2.3 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	3	1	4
HCOH			12284,166
CH ₃ OH		14979,022	1039,544
O ₂	16643,359		9255,435
H ₂ O		8,434	8319,848
CO			731,823
CO ₂			
N ₂	54783,002		54783,002
Urea			
UF			
Jumlah	2476,641	14987,457	86413,818
Total (kg/jam)	86413,818		86413,818

3. Neraca Massa di Catalytic Incinerator (CI-01)

Tabel 2.4 Neraca Massa di Catalytic Incinerator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	9	10
HCOH	368,525	
CH ₃ OH	939,123	
O ₂	9255,435	7035,473
H ₂ O	11375,162	12652,791

CO	731,823	
CO ₂		2981,805
N ₂	54783,002	54783,002
Urea		
UF		
Jumlah	77453,071	77453,071
Total (kg/jam)	77453,071	77453,071

4. Neraca Massa di Mixing Tank (M-01)

Tabel 2.5 Neraca Massa di Mixing Tank

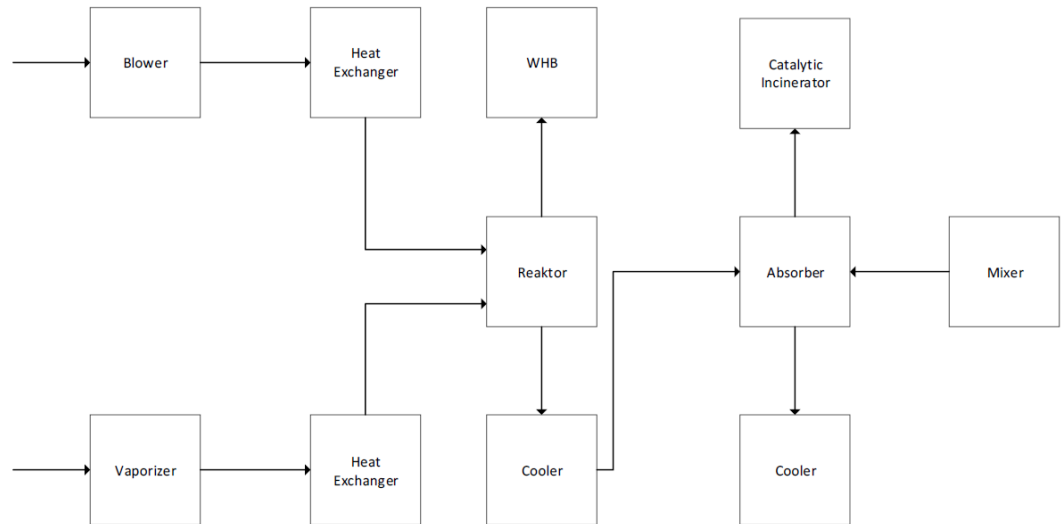
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	5	6	7
HCOH			
CH ₃ OH			
O ₂			
H ₂ O	7399,261	129,177	7528,439
CO			
CO ₂			
N ₂			
Urea		17566,35	17566,357
UF			
Jumlah	7399,261	17695,53	25094,796
Total (kg/jam)	25094,796		25094,796

5. Neraca Massa di Filter (F-01)

Tabel 2.6 Neraca Massa di Filter

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	2	3	11
HCOH			
CH ₃ OH			
O ₂	16643,359	16643,35	
H ₂ O			
CO			
CO ₂			
N ₂	54783002	54783,00	
Urea			
UF			
Partikulat	14,285		14,285
Jumlah	71440,647	71426,36	14,285
Total	71440,647	71440,647	

2.4.2 Neraca Panas



Gambar 2.2 Blok Diagram Neraca Panas

1. Neraca Panas di Vaporizer (V-01)

Tabel 2.7 Neraca Panas di V-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F1in}	40728,966	427094,449
ΔH_{F1out}		
Steam	778207,292	
Laten		
Sensibel		385852,304
Total	818936,258	818936,258

2. Neraca Panas di Blower (B-01)

Tabel 2.8 Neraca Panas di B-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F3in}	161335,5807	390144,7892
ΔH_{F3out}		
Panas hasil kompresi	228809,2085	
Total	390144,7892	390144,7892

3. Neraca Panas di Air Feed Heater (HE-02)

Tabel 2.9 Neraca Panas di HE-02

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F3in}	325062,539	4472497,710
ΔH_{F3out}		
Qpemanas	4147435,171	
Total	4472497,710	4472497,710

4. Neraca Panas di Methanol Feed Heater (HE-01)

Tabel 2.10 Neraca Panas di HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Umpan masuk	756637,842	1.564.249,735
Produk keluar		
Steam	807.611,893	
Total	1564249,735	1564249,735

5. Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel 2.11 Neraca Panas di R-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q aliran	6036747,445	26660320,95
Panas yg dihasilkan		-32447758,47
Pendingin		11824184,96
Total	6036747,445	6036747,441

6. Neraca Panas di Cooler 1 (HE-03)

Tabel 2.12 Neraca Panas di HE-03

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F4in}	8799388,539	1692659,169
ΔH_{F4out}		7106729,370
Q pendingin	8799388,539	8799388,539
Total	8799388,539	1692659,169

7. Neraca Panas di Waste Heat Boiler (WHB-01)

Tabel 2.13 Neraca Panas di WHB-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q hot dow	17447670,77	11606714,02
Q cold dow		
Q BFW	283019,144	
Q steam		
Total	17730689,91	17730689,91

8. Neraca Panas di Absorber (AB-01)

Tabel 2.14 Neraca Panas di AB-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F4}	7106729,370	103590,764
ΔH_{F7}	152521,544	
ΔH_{F8}		
ΔH_{F9}		
Qreaksi	591,652	
Qlepas		7072101,796
Total	7259842,566	7259842,566

9. Neraca Panas di Mixing Tank (M-01)

Tabel 2.15 Neraca Panas di M-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F5}	10941,789	152521,544
ΔH_{F6}	6926,655	
ΔH_{F7}		
QCI2	2512312,481	
QCI3		
Qs		2186926,0
		190733,381
Total	2530180,925	2530180,925

10. Neraca Panas di Catalytic Incinerator (CI-01)

Tabel 2.16 Neraca Panas di CI-01

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F9}	103590,764	
ΔH_{F10}		2512312,948
ΔH reaksi	2408722,183	
Total	2512312,947	2512312,947

11. Neraca Panas di Cooler 2 (HE-04)

Tabel 2.17 Neraca Panas di HE-04

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
ΔH_{F8in}	84150,005	
ΔH_{F8out}		36683,139
Q pendingin		47466,866
Total	84150,005	84150,005

2.5 Tata Letak Pabrik dan Peralatan Proses

2.5.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada dalam pabrik, meliputi tempat perkantoran (*office*), tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung dan lainnya yang dirancang untuk mendukung kelancaran dari pelaksanaan proses produksi. Beberapa tujuan dari pengaturan tata letak pabrik adalah:

- Penghematan waktu transportasi bahan baku, produk, alat, maupun karyawan dalam area pabrik, sehingga waktu proses produksi dapat berjalan optimal.

- Pemanfaatan area pabrik secara efektif dan efisien sehingga diharapkan tidak ada area kosong yang tidak termanfaatkan dengan baik dan menghemat lahan yang berarti pula dapat menghemat biaya investasi dan pajak.
- Pencegahan kecelakaan kerja, dan lain-lain.

Hal-hal yang diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik, yaitu:

1. Daerah proses

Meliputi daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi.

2. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Perluasan pabrik harus sudah direncanakan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak akan timbul di masa depannya. Sejumlah area khusus disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun pengolahan produk.

3. Keamanan

Keamanan dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan, karena apabila terjadi kebakaran, ledakan, kebocoran gas beracun dapat segera ditangani dengan tepat dan baik. Oleh karena itu ditempatkan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, alat penahan ledakan dan alat sensor gas beracun. Tangkai penyimpanan bahan baku, produk, maupun unit-unit berbahaya yang mudah meledak harus diletakan pada area khusus.

4. Luas area yang tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Apabila harga tanah cukup tinggi maka pemakaian lahan haruslah efisien.

5. Area pengolahan limbah

Pabrik harus memperhatikan aspek social dan ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya, sehingga limbah tersebut tidak berbahaya bagi komunitas yang ada disekitarnya.



Gambar 2.3 Tata Letak Pabrik

Tabel 2.18 Kebutuhan Lahan Pembangunan

N o	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1	Unit Proses	3.500
2	Gedung kantor pusat	1.000
3	Pos Keamanan	50
4	Aula Pertemuan	400
5	Masjid	200
6	Kantin	200
7	Perpustakaan	150
8	Laboratorium	400
9	Poliklinik	150

1	Gudang	450
0		
1	Ruang Kontrol	400
1		
1	Bengkel	600
2		
1	Unit Pemadam	150
3	Kebarakaran	
1	Ruang Kontrol	400
4		
1	Area Parkir	600
5		
1	Area Parkir Truk	600
6		
1	Area Utilitas	3000
7		
1	Area Pengolahan Limbah	1000
8		
1	Taman dan Jalan	2000
9		
Total		14.650

*Gedung dibuat dua lantai sehingga luasnya 500 m²

2.5.2 Peralatan Proses

Tata letak peralatan proses adalah kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa, sehingga kelancaran proses produksi dapat terjamin, dapat mengefektifkan penggunaan luas lahan, biaya material handling menjadi rendah dan menyebabkan terhindarnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal, yaitu:

1. Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang lebih besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Cahaya

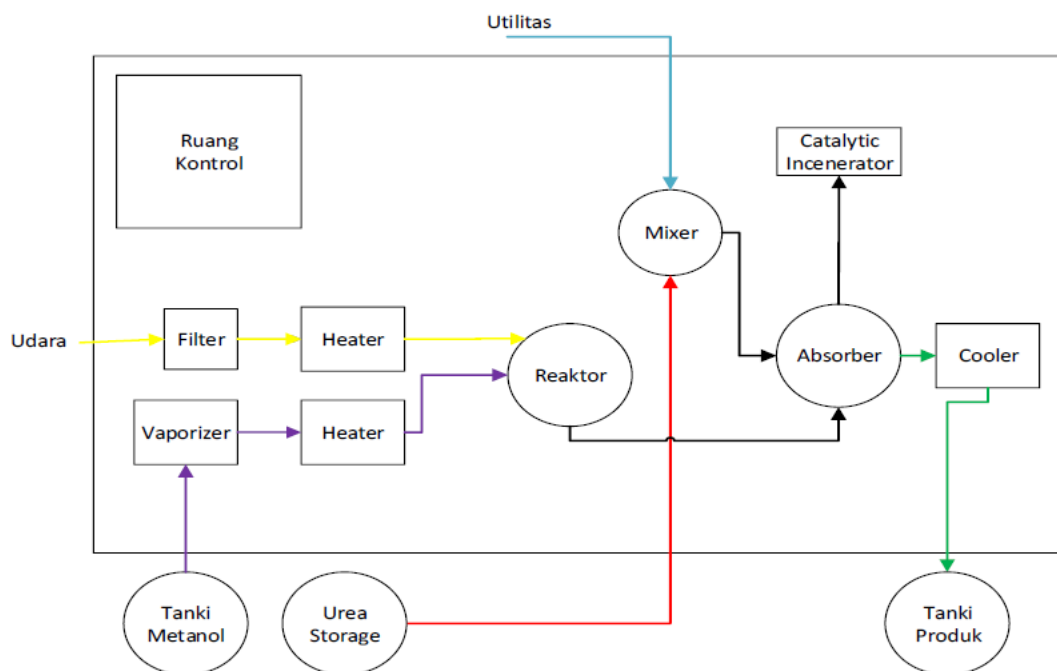
Penerangan seluruh pabrik harus memadai terutama tempat yang membutuhkan penrangan lebih.

3. Lalu lintas

Pergerakan, atau lalu lintas manusia dan alat berat harus diperhatikan agar teteap terjaga keamanan, dan apabila adagangguan alat proses bisa diperbaiki dengan baik.

4. Perhitungan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses harus diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

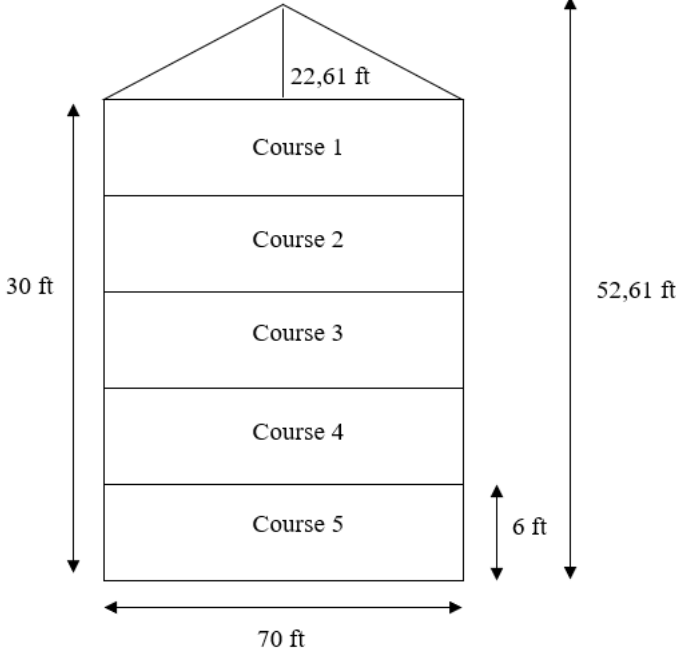


Gambar 2.4 Tata Letak Peralatan Proses

BAB III SPESIFIKASI ALAT

3.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T – 01)

Tabel 3.1 Ringkasan Tangki (T – 01)

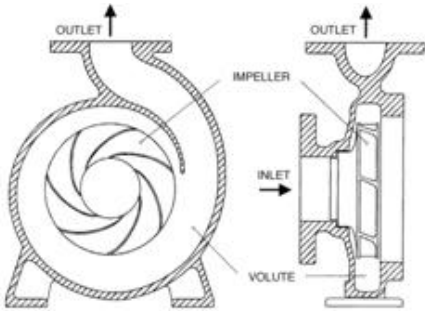
Ringkasan Tangki (T-01)	
	
Kode	T – 01
Fungsi	Tempat menyimpan bahan baku methanol
Kondisi operasi	1. Tekanan = 1 atm 2. Suhu = 30 ⁰ C 3. Wujud = cair
Tipe tangki	Silinder tegak dengan dasar rata (flat bottom) dan atap berbentuk kerucut (conical roof)

Jumlah tangki	1 tangki
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel Tipe 316</i>
Kapasitas tangki	20.650 bbl
Dimensi tangki	1. Diameter tangki = 70 ft 2. Tinggi tangki (shell) = 30 ft 3. Tinggi head = 22,61 ft 4. Tinggi tangki total = 62,61 ft
Dimensi course	1. Course 1 Tebal shell = 30 ft Panjang plate = 21,981 in Jumlah plate = 10 2. Course 2 Tebal shell = 24 ft Panjang plate = 21,979 in Jumlah plate = 10 3. Course 3 Tebal shell = 18 ft Panjang plate = 21,976 in Jumlah plate = 10 4. Course 4 Tebal shell = 12 ft Panjang plate = 21,974 in

	Jumlah plate = 10 5. Course 5 Tebal shell = 6 ft Panjang plate = 21,973 in Jumlah plate = 10
Diameter pipa pemasukan	Diameter nominal = 8 in Schedule = 40
Diameter pipa keluaran	Diameter nominal = 2 in Schedule = 40

3.2 Pompa (P – 02)

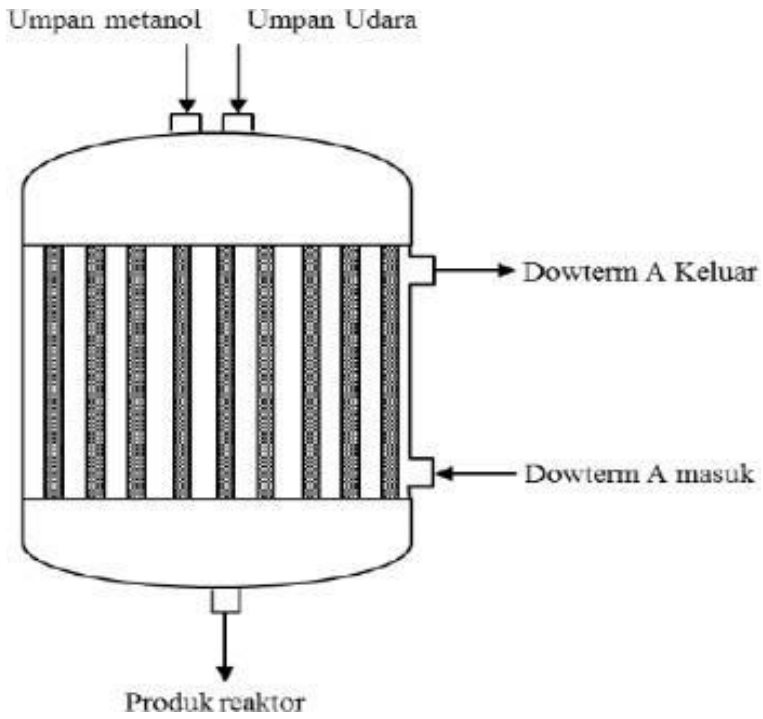
Tabel 3.2 Ringkasan Pompa (P – 02)

Ringkasan Pompa (P-01)	
 P-01	
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Metanol dari tangki penyimpanan T-01 ke vaporizer V-01
Alat	Feed Pump
Tipe	Pompa Sentrifugal

Bahan	<i>Stainless Steel Tipe 316</i>
Tenaga Pompa	1 HP
Tenaga Motor	1 HP
Ukuran Pompa	- Diameter nominal = 2,5 in - Schedule = 40 - ID = 2,469 in = 0,206 ft - OD = 2,875 in = 0,240 ft

3.3 Reaktor (R – 01)

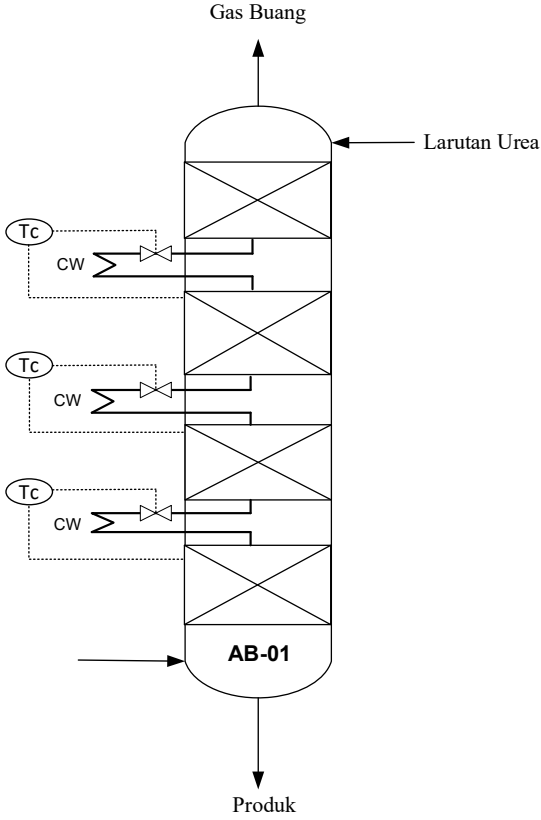
Tabel 3.3 Ringkasan Reaktor (R – 01)

Ringkasan Reaktor (R-01)	
	
Fungsi	Mengkonversi bahan baku (udara dan metanol) menjadi produk formaldehid
Jenis	Fixed Bed Multitube Reactor

Tekanan operasi	1,5 atm
Suhu Operasi Masuk	463 K
Suhu Operasi Keluar	533,5 K
Fase	Gas-Katalis Padat
Spesifikasi Katalis - Jenis - Ukuran (diameter) - Densitas - Porositas	Iron Molybdenum Oxide 3,5 mm 1,8918 gr/cm ³ 0,55
Spesifikasi tube/pipa - Jumlah - Diameter luar - Diameter dalam - Panjang - Waktu tinggal	1429 buah 1,32 in 1,049 in 7,96 m 0,596 detik
Spesifikasi shell/selongsong - Diameter dalam - Tebal	52,819 in 0,1875 in
Spesifikasi Head - Diameter luar - Tebal - Tinggi head	44,448 in 0,25 in 9,414 in
Tinggi reaktor	8,438 m
Volume reaktor	13,708 m ³

3.4 Absorber (AB – 01)

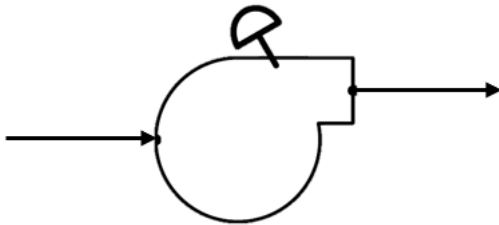
Tabel 3.4 Ringkasan Absorber (AB – 01)

Ringkasan Absorber (AB-01)	
	
Fungsi	Mengabsorpsi gas formaldehid (HCOH) dengan solvent larutan urea menjadi urea formaldehid
Tipe	<i>Packed tower</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 316 (SA-240)</i>
Jenis bed	<i>Intalog saddle 3 in</i>
Diameter Menara	1,274 ft
Jumlah bed	7
Tinggi bed	28,425 ft
Tebal selongsong	0,188 in
Tebal head	0,188 in
Tinggi head	0,225 ft

Tinggi absorber	36,196 ft
-----------------	-----------

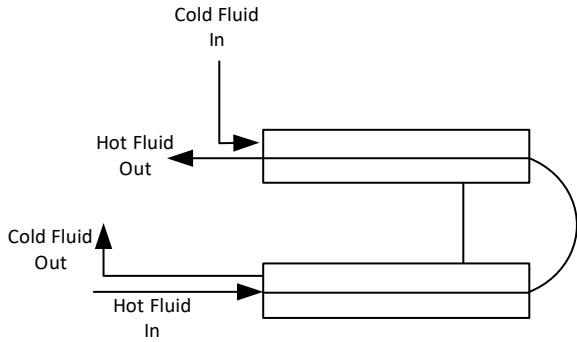
3.5 Blower (B – 01)

Tabel 3.5 Ringkasan Blower (B – 01)

Ringkasan Blower (B – 01)	
	
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dan mengalirkan udara menuju <i>air feed heater</i>
Kondisi	- $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ - Tekanan = 1 atm
Tipe	<i>Centrifugal</i> Blower
Bahan Konstruksi	Carbon Steel 283 grade C
Daya	4 hp

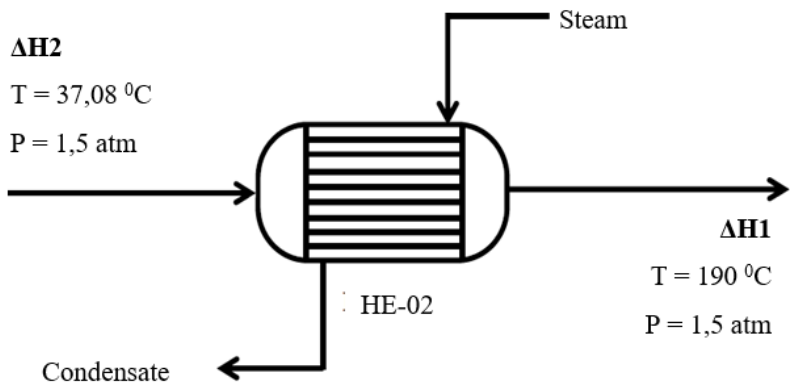
3.6 Vaporizer (V – 01)

Tabel 3.6 Ringkasan Vaporizer (V – 01)

Ringkasan Vaporizer (V - 01)		
		
Fungsi	Mengubah methanol dari fase cair menjadi fase uap	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Tipe 316</i>	
Panjang Hairpin	12 ft	
Jumlah Hairpin	8	
Anulus		Pipe
4,026 in	ID	3,068 in
4,5 in	OD	3,5 in
495,785 (ho)	H Outside, btu/hr.ft ² .°F	1.698,315 (hio)
	$U_c = 383,756 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$	
	$U_d = 178,386 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$	
	$A = 81,4 \text{ ft}^2$	
	$R_d = 0,0035$	
0,045 psi	ΔP perhitungan	0,020 psi
10 psi	ΔP yang diijinkan	10 psi

3.7 Heat Exchanger (HE – 02)

Tabel 3.7 Ringkasan Heat Exchanger (HE – 02)

RINGKASAN HEAT EXCHANGER (HE -02)	
	
Kode	HE – 01
Fungsi	Memanaskan oksigen dari suhu 30 °C menjadi suhu 190 °C sebelum diumpankan ke reaktor dengan memanfaatkan pemanas keluar dari reaktor
Kondisi operasi	1. Tekanan = 1,5 atm 2. $T_{in} = 37,08^{\circ}\text{C}$ $T_{out} = 190^{\circ}\text{C}$ 3. Wujud = Gas
Tipe heat exchanger	<i>Shell and Tube heat exchanger</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel Tipe 316 (Shell dan Tube)</i>
Penempatan fluida	Shell side : Steam (hot fluid) Tube side : Udara (cold fluid)
Spesifikasi Shell : ➤ ID Shell : 17 ¼ in ➤ Baffle space : 17 ¼ in ➤ Jumlah Baffle (N) : 11 ➤ Passes : 1	Spesifikasi Tube : ➤ Number (Nt) : 178 ➤ Length : 16 ft ➤ OD, pitch : ¾ in OD, 1-in triangular pitch ➤ Passes : 4 - P ➤ BWG : 10

	Flow area per tube (at') : 0,182 in ² Surface per lin (a'') : 0,1963 ft
$h_0 = 225 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$	$h_{i0} = 330,35 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$
$U_c = 164,9162 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$ $U_D = 41,0454 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$ Rd yang dihitung = 0,00183 Rd yang diizinkan = 0,003	
Pressure Drop	
$\Delta P_s = 1,3098 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ maksimum (liq)} = 10 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 0,04338 \text{ psi}$ $\Delta P \text{ maksimum (liq)} = 10 \text{ psi}$