

**PRARANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Muhammad Ichsan Yanuar

Nama : Trisna Wardhani

NIM : 16521143

NIM : 16521155

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

2019

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Ichsan Yanuar

Nama : Trisna Wardhani

NIM : 16521143

NIM : 16521155

Yogyakarta, 27 Maret 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1



(Muhammad Ichsan Yanuar)

NIM 16521143

Penyusun 2



(Trisna Wardhani)

NIM 16521155

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Muhammad Ichsan Yanuar

Nama : Trisna Wardhani

NIM : 16521143

NIM : 16521155

Yogyakarta, 27 Maret 2020

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE

Lucky Wahyu N. S., S.T., M.Eng.

NIP: 865210103

NIP: 165211301

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhammad Ichsan Yanuar
NIM : 16521143

Nama : Trisna Wardhani
NIM : 16521155

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

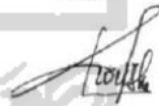
Yogyakarta, 12 Juli 2020

Tim Penguji,

Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE
Ketua

Ir. Dalyono, MSI.
Anggota 1

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.
Anggota 2



Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Alhamdulillah, puji syukur kehadiran Allah SWT karena atas berkat rahmat dan limpahan karunia-Nya, penulis dapat menyusun dan menyelesaikan Laporan Perancangan Pabrik ini dengan baik. Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan salah satu syarat dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah Tugas Akhir yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan, bimbingan dan dukungan dari banyak pihak. Sehingga, kesulitan yang dihadapi selama menyusun Laporan Perancangan Pabrik ini dapat diselesaikan. Maka, pada kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT atas segala hidayah-Nya.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi serta turut memberi dukungan moril dan materil selama masa perkuliahan hingga dapat terselesaikannya tugas akhir ini.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia atas izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik teknik kimia.
4. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia atas bantuannya secara administratif selama pengerjaan dan penyelesaian Laporan Perancangan Pabrik.
5. Bapak Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE selaku Dosen Pembimbing I yang selalu meluangkan waktunya untuk memberikan bimbingan dan masukan selama pengerjaan dan penyelesaian Laporan Perancangan Pabrik.
6. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II yang selalu meluangkan waktunya untuk memberikan bimbingan dan masukan selama pengerjaan dan penyelesaian Laporan Perancangan Pabrik.

7. Seluruh Dosen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia atas segala ilmu dan pembelajaran yang telah diberikan.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2016 yang telah memberikan semangat dan dukungan.
9. Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI UII yang telah memberikan semangat dan dukungan.
10. Semua sahabat-sahabat penulis yang tidak bisa disebutkan namanya satu per satu atas semangat dan dukungannya.
11. Seluruh pihak-pihak terkait selama proses pengerjaan, penyusunan hingga penyelesaian Laporan Perancangan Pabrik.

Penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan dan kesalahan dalam Laporan Perancangan Pabrik ini karena kurangnya pengetahuan dan pengalaman. Maka, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun guna mewujudkan perkembangan di masa mendatang. Demikian laporan ini penulis susun, semoga bermanfaat bagi para pembaca. Akhir kata penulis ucapkan terimakasih.

Wassalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 20 Maret 2020

Penulis

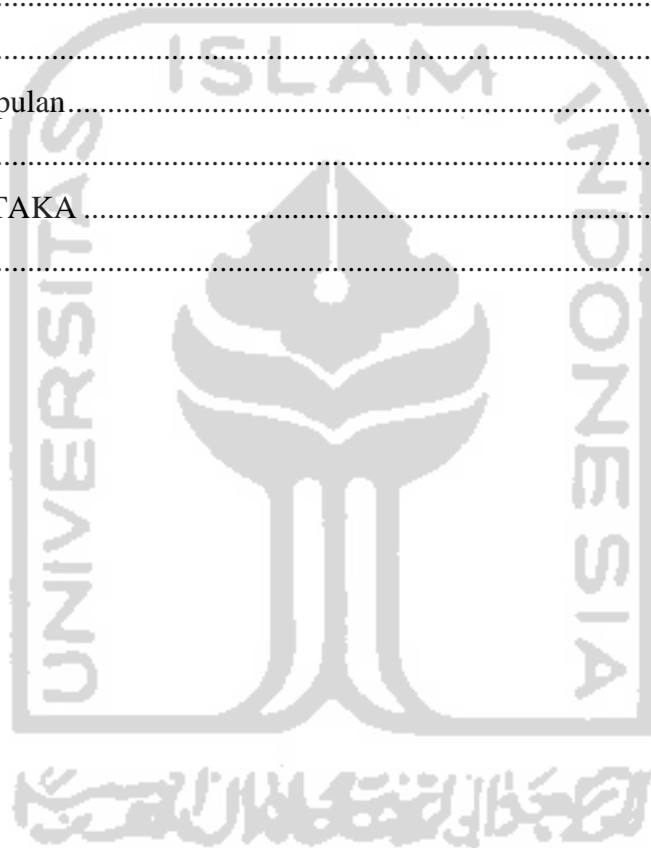
DAFTAR ISI

PRARANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK ...	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
<i>ABSTRACT</i>	xv
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.1.1. Kapasitas Perancangan	2
1.2. Tinjauan Pustaka	5
1.2.1. Proses Pembuatan Urea Formaldehid	5
1.2.2. Kegunaan Produk	9
1.2.3. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk	9
1.2.4. Proses Pembuatan Urea Formaldehid Proses DB Western	15
BAB II	17
PERANCANGAN PRODUK	17
2.1. Spesifikasi Produk	17
2.1.1. Urea Formaldehid	17
2.2. Spesifikasi Bahan Baku	17
2.2.1. Metanol (CH ₃ OH)	17
2.2.2. Urea (NH ₂) ₂ CO	18
2.2.3. Udara	18
2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu	19
2.3.1. Katalisator	19
2.4. Pengendalian Kualitas	19

2.4.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.4.2.	Pengendalian Kualitas Proses	20
2.4.3.	Pengendalian Kualitas Produk	21
BAB III		22
PERANCANGAN PROSES		22
3.1.	Tahapan Proses	22
3.1.1.	Tahap Persiapan Bahan Baku	22
3.1.2.	Tahap Pembentukan Produk	23
3.1.3.	Tahap Penanganan Produk	24
3.2.	Spesifikasi Alat Proses	24
3.2.1.	Tangki Penyimpanan Metanol	24
3.2.2.	Tangki Penyimpanan Produk Urea Formaldehid	25
3.2.3.	Pompa 01	25
3.2.4.	Pompa 02	26
3.2.5.	Pompa 03	26
3.2.6.	Pompa 04	27
3.2.7.	<i>Vaporizer</i> 01	27
3.2.8.	<i>Vaporizer</i> 02	28
3.2.9.	<i>Filter</i> Udara	29
3.2.10.	<i>Blower</i>	29
3.2.11.	<i>Heat Exchanger</i> 01	30
3.2.12.	<i>Heat Exchanger</i> 02	30
3.2.13.	<i>Heat Exchanger</i> 03	31
3.2.14.	<i>Heat Exchanger</i> 04	32
3.2.15.	<i>Heat Exchanger</i> 05	33
3.2.16.	Reaktor 01	33
3.2.17.	Reaktor 02	34
3.2.18.	Gudang Penyimpanan Urea	35
3.2.19.	<i>Belt Conveyor</i>	35
3.2.20.	<i>Bucket Elevator</i>	36
3.2.21.	<i>Feeder</i>	36
3.2.22.	<i>Mixer</i>	37
3.2.23.	<i>Compressor</i>	37
3.2.24.	<i>Condenser</i>	37

3.3.	Perencanaan Produksi.....	38
3.3.1.	Kapasitas Perancangan.....	38
3.3.2.	Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	39
BAB IV		41
PERANCANGAN PABRIK.....		41
4.1.	Lokasi Pabrik.....	41
4.1.1.	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	42
4.1.2.	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	43
4.2.	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	44
4.3.	Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	48
4.3.1.	Aliran Bahan Baku dan Produk.....	48
4.3.2.	Aliran Udara.....	48
4.3.3.	Pencahayaan.....	48
4.3.4.	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	48
4.3.5.	Pertimbangan Ekonomi.....	48
4.3.6.	Jarak Antar Alat Proses.....	49
4.4.	Alir Proses dan Material.....	50
4.4.1.	Neraca Massa	50
4.4.2.	Neraca Panas	54
4.4.3.	Diagram Alir Proses	58
4.5.	Unit Pendukung Proses (Utilitas).....	60
4.5.1.	Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	60
4.5.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>).....	69
4.5.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	69
4.5.4.	Unit Penyedia Udara dan Instrumen	70
4.5.5.	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	70
4.5.6.	Spesifikasi Alat Utilitas	71
4.6.	Organisasi Perusahaan.....	90
4.6.1.	Bentuk Organisasi Perusahaan.....	90
4.6.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	92
4.6.3.	Tugas dan Wewenang	93
4.6.4.	Jabatan dan Keahlian.....	96
4.6.5.	Jumlah Karyawan.....	98
4.6.6.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	100

4.6.7.	Ketenagakerjaan.....	101
4.6.8.	Fasilitas Karyawan.....	102
4.7.	Evaluasi Ekonomi.....	104
4.7.1.	Perkiraan Harga Alat.....	105
4.7.2.	Dasar Perhitungan.....	107
4.7.3.	Perhitungan Biaya.....	108
4.7.4.	Analisa Kelayakan.....	109
4.7.5.	Hasil Perhitungan.....	111
BAB V.....		117
PENUTUP.....		117
5.1.	Kesimpulan.....	117
5.2.	Saran.....	118
DAFTAR PUSTAKA.....		120
LAMPIRAN.....		123



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Tabel kebutuhan ekspor urea formaldehid Indonesia	2
Tabel 1.2. Tabel pabrik urea formaldehid yang beroperasi di Indonesia.....	4
Tabel 1.3. Tabel pabrik urea formaldehid yang beroperasi di dunia	5
Tabel 1.4. Tabel perbedaan empat proses pembentukan formaldehid.....	7
Tabel 1.5. Tabel kandungan udara	12
Tabel 1.6. Tabel sifat fisis kandungan udara.....	12
Tabel 4.1. Tabel rincian luas area pabrik	46
Tabel 4.2. Tabel perhitungan neraca massa total	50
Tabel 4.3. Tabel perhitungan neraca massa di reaktor (R-01).....	51
Tabel 4.4. Tabel perhitungan neraca massa reaktor (R-02)	51
Tabel 4.5. Tabel perhitungan neraca massa <i>mixer</i> (M-01)	52
Tabel 4.6. Tabel perhitungan neraca massa <i>blower</i> (BL-01).....	52
Tabel 4.7. Tabel perhitungan neraca massa <i>vaporizer</i> (V-01).....	52
Tabel 4.8. Tabel perhitungan neraca massa <i>vaporizer</i> (V-02).....	53
Tabel 4.9. Tabel hasil perhitungan neraca massa <i>condenser</i> (CD-01).....	53
Tabel 4.10. Tabel perhitungan neraca panas total.....	54
Tabel 4.11. Tabel perhitungan neraca panas reaktor (R-01).....	55
Tabel 4.12. Tabel perhitungan neraca panas reaktor (R-02).....	55
Tabel 4.13. Tabel perhitungan neraca panas <i>mixer</i> (M-01)	56
Tabel 4.14. Tabel perhitungan neraca panas <i>blower</i> (BL-01).....	57
Tabel 4.15. Tabel perhitungan neraca panas <i>vaporizer</i> (V-01).....	57
Tabel 4.16. Tabel perhitungan neraca panas <i>vaporizer</i> (V-02).....	57
Tabel 4.17. Tabel perhitungan neraca panas <i>condenser</i> (CD-01).....	58
Tabel 4.18. Tabel kebutuhan air pembangkit <i>steam</i>	65
Tabel 4.19. Tabel kebutuhan air proses	66
Tabel 4.20. Tabel kebutuhan air pendingin.....	66
Tabel 4.21. Tabel kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga.....	67
Tabel 4.22. Tabel kebutuhan listrik pabrik urea formaldehid.....	70
Tabel 4.23. Tabel jabatan dan jenjang pendidikan karyawan	96

Tabel 4.24. Tabel jadwal kerja regu karyawan shift	101
Tabel 4.25. Tabel daftar gaji karyawan.....	102
Tabel 4.26. Tabel index harga alat	105
Tabel 4.27. Tabel perhitungan <i>physical plant cost</i> (PPC).....	111
Tabel 4.28. Tabel perhitungan <i>direct plant cost</i> (DPC).....	111
Tabel 4.29. Tabel perhitungan <i>fixed capital investment</i> (FCI)	112
Tabel 4.30. Tabel perhitungan <i>manufacturing cost</i> (MC).....	112
Tabel 4.31. Tabel perhitungan <i>general expenses</i> (GE).....	112
Tabel 4.32. Tabel perhitungan <i>total production cost</i> (TPC).....	113
Tabel 4.33. Tabel perhitungan <i>fixed cost</i> (Fa).....	113
Tabel 4.34. Tabel perhitungan <i>variable cost</i> (Va)	114
Tabel 4.35. Tabel perhitungan <i>regulated cost</i> (Ra).....	114



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Ekspor Urea Formaldehid	3
Gambar 4.1. <i>Plant layout</i> pabrik urea formaldehid.....	47
Gambar 4.2. <i>Machines layout</i> pabrik urea formaldehid.....	49
Gambar 4.3. Diagram alir kualitatif pabrik urea formaldehid	59
Gambar 4.4. Diagram alir kuantitatif pabrik urea formaldehid	59
Gambar 4.5. Diagram utilitas pabrik urea formaldehid	68
Gambar 4.6. Struktur organisasi perusahaan.....	93
Gambar 4.7. Grafik index harga VS tahun.....	107
Gambar 4.8. Grafik BEP dan SDP.....	116



ABSTRAK

Pabrik urea formaldehid ini dirancang berkapasitas 30.000 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Bahan baku yang digunakan adalah metanol sebanyak 4063,851 kg/jam diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri, urea sebanyak 1208,734 kg/jam diperoleh dari PT. Pupuk Kalimantan Timur dan oksigen sebanyak 3699,541 kg/jam diperoleh dari udara lingkungan sekitar. Katalis yang digunakan adalah *ironmolybdenum oxide* sebanyak 80,507 kg/jam. Produksi urea formaldehid dibagi menjadi dua tahapan proses. Proses pertama adalah proses pembuatan formaldehid dengan mereaksikan metanol fase gas dan oksigen pada suhu 240°C dan tekanan 1,4 atm. Proses kedua adalah proses pembuatan urea formaldehid dengan mereaksikan formaldehid fase gas dan larutan urea pada suhu 110°C dan tekanan 1,2 atm.

Pabrik urea formaldehid ini direncanakan didirikan di Kawasan Industri Kalimantan Timur, Kelurahan Lok Tuan, Kecamatan Bontang Utara, Kota Bontang. Total bangunan pabrik dirancang seluas 15.500 m² dengan luas keseluruhan tanah dan bangunan seluas 33.500 m². Bentuk perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebanyak 148 orang. Kebutuhan utilitas pabrik urea formaldehid terdiri dari air sebesar 155287,33 kg/jam, *steam* sebesar 22390,52 kg/jam, listrik sebesar 199,35 kW/jam, udara sebesar 17616,86 kg/jam, bahan bakar generator sebesar 345,40 kg/jam *marine diesel fuel* dan bahan bakar *boiler* sebesar 310,65 m³/jam *lignite coal*.

Dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi perancangan pabrik urea formaldehid ini diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 85.813.211.091, keuntungan setelah pajak sebesar Rp 66.934.304.650, persentase *return on investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 20,729%, sedangkan ROI setelah pajak sebesar 16,169%. Hasil perhitungan *payout time* (POT) sebelum pajak adalah 3,3 tahun dan POT setelah pajak adalah 3,8 tahun. Nilai *break even point* (BEP) diperoleh 48,450%, *shut down point* (SDP) diperoleh 18,608% dan *discounted cash flow rate* (DCFR) diperoleh 10,5%.

Kata kunci: metanol, urea, formaldehid, urea formaldehid

ABSTRACT

Urea formaldehyde plant is designed with a capacity of 30,000 tons/year with an operating time of 330 days/year and 24 hours/day. The raw material used is methanol of 4063.851 kg/hour taken from PT. Kaltim Metanol Industri, urea of 1208.734 kg/hour taken from PT. Pupuk Kalimantan Timur and oxygen of 3699.541 kg/hour taken from the surrounding environment air. The catalyst used is iron molybdenum oxide at 80.507 kg/hour. Production of urea formaldehyde is divided into two stages of process. The first process is formaldehyde formation process by reacting methanol gas and oxygen at a temperature of 24°C and a pressure of 1.4 atm. The second process is urea formaldehyde formation process by reacting formaldehyde gas and urea solution at a temperature of 110°C and a pressure of 1.2 atm.

This urea formaldehyde plant is planned to be established in Kalimantan Timur Industrial Estate, Lok Tuan Village, North Bontang Sub-district, Bontang City. Total plant building area of 15,500 m² with total area of 33,500 m² of land and building. The planned company form is Perseroan Terbatas (PT) with 148 employees. Urea formaldehyde plant's utility needs consist of water of 155287.33 kg/hour, steam of 22390.52 kg/hour, electricity of 199,35 kW/hour, air of 17616.86 kg/hour, generator fuel of 345.40 kg/hour marine diesel fuel and boiler fuel of 310.65 m³/hour lignite coal.

From the result of economic evaluation of the urea formaldehyde plant design, profit before taxes is Rp 85,813,211,091, profit after taxes is Rp 66,934,304,650, percentage of return of investment (ROI) before taxes is 20.729%, while return of investment (ROI) after taxes is 16.169%. The result of calculation of payout time before taxes is 3.3 years and payout time after taxes is 3.8 years. The value of break even point (BEP) is 48.450%, shut down point (SDP) is 18.608%, and discounted cash flow rate (DCFR) is 10.5%

Keywords: methanol, urea, formaldehyde, urea formaldehyde

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pada saat ini, Indonesia sebagai negara berkembang sedang giat melakukan peningkatan di segala sektor, terutama pada sektor industri untuk dapat melakukan persaingan dengan negara-negara lainnya. Selain itu, Indonesia juga sedang giatnya melakukan kegiatan ekspor guna untuk meningkatkan devisa bagi negara. Dengan pendirian pabrik di Indonesia, maka produk yang dihasilkan dapat diekspor ke negara-negara luar untuk membantu meningkatkan devisa bagi negara. Selain itu, pendirian pabrik juga dapat mengurangi tingkat pengangguran dan kemiskinan dengan adanya lapangan pekerjaan baru. Salah satu industri yang mempunyai data konsumsi cukup besar di dunia adalah industri urea formaldehid.

Beberapa kegunaan urea formaldehid pada industri yaitu pada industri *adhesive* yang merupakan industri produsen *adhesive* untuk keperluan industri *plywood*, industri papan partikel, industri papan *chip*, industri kertas serta industri tekstil. Selain itu pada industri *moulding* yang merupakan industri produsen alat keperluan rumah tangga, industri *surface coating* yang menghasilkan cat, tiner dan dempul serta industri *laminating* yang menghasilkan *furniture* atau meubel untuk menginsulasi busa.

Urea formaldehid banyak digunakan dalam industri manufaktur karena sifat dan manfaatnya, seperti laminasi dekoratif, tekstil, kertas, cetakan pasir pengecoran, campuran kapas, rayon, corduroy dan lainnya.

Kebutuhan urea formaldehid sebagai bahan baku industri semakin meningkat, sedangkan pertumbuhan industri produsen urea formaldehid relatif stabil sehingga beberapa negara melakukan kegiatan impor untuk memenuhi kebutuhan urea formaldehid di negaranya. Pembuatan urea formaldehid ini memerlukan bahan baku yaitu metanol dan urea. Kedua bahan baku ini dapat diperoleh dari industri dalam negeri. Metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri di Bontang, Kalimantan Timur yang memiliki kapasitas produksi 660.000 ton/tahun, sedangkan urea dapat

diperoleh dari PT. Pupuk Kalimantan Timur di Bontang, Kalimantan Timur yang memiliki kapasitas produksi 3.430 kiloton/tahun. Dengan melimpahnya produksi bahan baku metanol dan urea, maka sangat memungkinkan untuk didirikannya pabrik urea formaldehid di Indonesia.

1.1.1. Kapasitas Perancangan

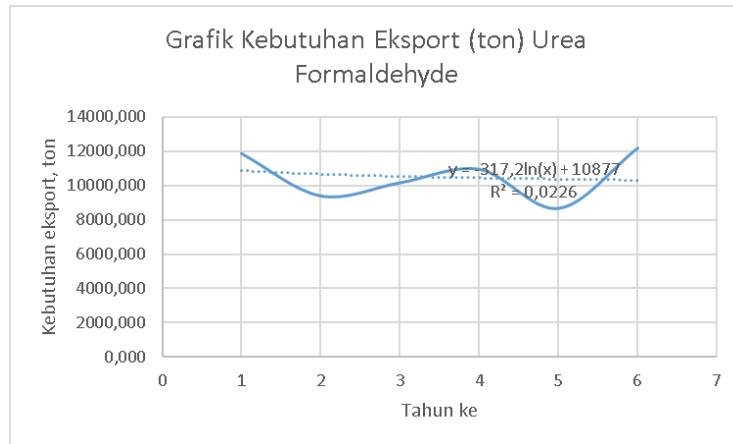
Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik antara lain adalah kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produk dari pabrik yang sudah beroperasi. Perancangan pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun ini menggunakan bahan baku metanol dan urea, beberapa hal yang dipertimbangkan dalam perancangan ini meliputi:

1.1.1.1. Kebutuhan Urea Formaldehid

Berdasarkan data statistik perdagangan luar negeri Indonesia seperti pada Tabel 1.1., kebutuhan ekspor urea formaldehid Indonesia ke negara luar menunjukkan grafik yang fluktuatif namun cenderung meningkat di setiap tahunnya pada tahun 2013-2018 seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.1 .

Tabel 1.1. Tabel kebutuhan ekspor urea formaldehid Indonesia

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2013	11.870,972
2014	9.375,14
2015	10.148,89
2016	10.940,822
2017	8.643,954
2018	12.194,751



Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Ekspor Urea Formaldehid

Sedangkan berdasarkan data impor urea formaldehid Indonesia dari negara lain memiliki kecenderungan yang menurun setiap tahunnya. Hal ini menunjukkan bahwa kebutuhan urea formaldehid dalam negeri sudah tercukupi. Maka, pada perancangan pabrik ini produk yang dihasilkan selain digunakan untuk kebutuhan dalam negeri, digunakan juga untuk kegiatan ekspor ke negara luar.

Dengan persamaan $y = 317,2\ln(x) + 10877$ menunjukkan besarnya kebutuhan ekspor urea formaldehid Indonesia untuk negara luar yaitu sebesar 11536,599 ton untuk tahun 2025. Sehingga dengan perancangan pabrik dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini harapannya dapat membantu kebutuhan urea formaldehid di dalam negeri, maupun kebutuhan ekspor Indonesia.

1.1.1.2. Ketersediaan Bahan Baku

Urea formaldehid adalah senyawa yang terbentuk dari kumpulan metilol urea. Satu mol urea dan satu mol formaldehid dibutuhkan untuk membentuk satu mol metilol urea. Sedangkan satu mol metanol dan setengah mol oksigen dibutuhkan untuk membentuk satu mol formaldehid. Pabrik urea formaldehid yang dirancang beroperasi dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun.

Bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri yang memiliki kapasitas produksi 660.000 ton/tahun dan PT. Medco Metanol Bunyu yang memiliki kapasitas produksi 330.000 ton/tahun.

Bahan baku urea dapat diperoleh dari PT. Pupuk Kalimantan Timur yang memiliki kapasitas produksi 3.430.000 ton/tahun. Sedangkan bahan baku oksigen dapat diperoleh dari udara di lingkungan sekitar.

Untuk menjaga ketersediaan bahan baku yang diperlukan oleh pabrik yang dirancang, maka perlu dilakukan perjanjian pembelian dengan produsen bahan baku terlebih dahulu.

1.1.1.3. Kapasitas Pabrik yang Sudah Beroperasi

Kapasitas minimum dari pabrik yang dirancang ini dapat diketahui dari data pabrik-pabrik yang sudah beroperasi lebih dulu. Daftar nama pabrik urea formaldehid yang beroperasi di Indonesia beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2. Tabel pabrik urea formaldehid yang beroperasi di Indonesia

Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT. Arjuna Utama Kimia	43.000
PT. Batu Penggal	41.000
PT. Dover Chemicals	50.000
PT. Duta Pertiwi Nusantara	45.000
PT. Dyan Mugi Indonesia	42.000
PT. Intan Jaya Internasional	56.000
PT. Karinda Ariabimasari	24.000
PT. Nusa Prima Pratama	50.400
PT. Pamalite Adhesive Industri	55.000
PT. Sabak Indah Jambi	69.000
PT. Superin	48.000
PT. Ufarin Prajen	45.000

TOTAL	568.400
-------	---------

Daftar nama pabrik urea formaldehid yang beroperasi di Dunia beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3. Tabel pabrik urea formaldehid yang beroperasi di dunia

Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Borden Chemicals Inc, (AS)	338.400
Dynea (AS)	406.000
Georgia, Pacific Resins, Inc (AS)	424.000
JSC Metafrax (Rusia)	62.000
La Porte, Texas (AS)	362.900

Pabrik urea formaldehid dengan proses DB Western yang sudah beroperasi adalah PT. Karinda Ariabimasari dengan kapasitas produksi minimum 24.000 ton/tahun dan Georgia Pacific Resin, Inc di Amerika Serikat dengan kapasitas produksi maksimum 424.000 ton/tahun. Jadi, dengan demikian pabrik yang akan didirikan adalah pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun.

1.2. Tinjauan Pustaka

1.2.1. Proses Pembuatan Urea Formaldehid

Pra rancangan pabrik urea formaldehid ini meliputi dua unit *plant*, yaitu formaldehid *plant* dan urea formaldehid *plant*.

1.2.1.1. Unit Formaldehid *Plant*

Proses pembentukan urea formaldehid diawali dengan pembentukan formaldehid yang dilakukan pada unit formaldehid *plant*. Beberapa macam proses pembentukan formaldehid, antara lain:

a. Proses Hidrokarbon

Proses hidrokarbon merupakan proses yang dikembangkan pada awal mula perkembangan industri urea formaldehid. Proses ini

merupakan oksidasi langsung dari hidrokarbon alifatik, selain itu formaldehid juga diproduksi langsung dari *natural gas* atau metana. Yang biasa digunakan pada proses ini adalah *ethylene* dengan katalis asam borat atau asam fosfat atau garamnya dari campuran yang terbuat dari *clay* atau tanah diatom. Reaksi beroperasi pada suhu 430-480°C dan pada tekanan 7-20 atm menggunakan aluminium fosfat atau *metal oxide* sebagai katalisnya jika bahan baku yang digunakan adalah *natural gas*. Proses ini memiliki beberapa kekurangan seperti, produknya mengandung 34-36% metanol, 20-23% formaldehid, 5-6% asetaldehid dan sejumlah besar aldehid, keton, alkohol serta air. Sehingga untuk memperoleh formaldehid dengan kemurnian tertentu perlu dilakukan lagi proses pemurnian. (Keyes, 1965).

b. Proses *Complete Conversion of Methanol*

Proses ini menggunakan perak sebagai katalisnya, dengan menggunakan reaktor *fixed bed multitube*. Unit-unit yang digunakan pada proses ini meliputi *vaporizer*, reaktor dan absorber. Kondisi operasi pada suhu 600-650°C dan pada tekanan atmosferis. Perak yang berperan sebagai katalis membantu memurnikan secara elektrikal dengan umur katalis antara 3-8 bulan, dengan bahan baku udara yang telah dimurnikan dan metanol yang dilewatkan pemanas lalu dilewatkan ke absorber dan dikondensasi di dasar menara sehingga diperoleh konversi diatas 90%. Kekurangan dari proses ini adalah suhu operasi yang cukup tinggi dan umur katalis yang digunakan pendek.

c. Proses *Incomplete Conversion And Destillative Recovery of Methanol (ICDRM)*

Proses ini merupakan proses pembentukan formaldehid dimana konversi yang terjadi tidak sempurna. Campuran antara uap metanol dan udara segar yang diumpankan ke dalam *vaporizer* kemudian uap yang keluar dari *vaporizer* dicampur dengan *steam* dan dimasukkan ke dalam reaktor. Konversi pada proses

ini tidak sempurna, yaitu sebesar 77-78% dan reaksi terjadi pada suhu 590-650°C. Katalis yang digunakan pada proses ini adalah perak dengan masa efektif antara 3-8 bulan. Formaldehid diperoleh dengan mengoksidasi parsial, kemudian metanol yang tidak bereaksi diolah kembali dengan distilasi dan selanjutnya di-*recycle*. Kekurangan dari proses ini adalah konversi yang dihasilkan kecil dibandingkan proses yang lainnya.

d. Proses DB Western

Proses DB Western merupakan proses pembentukan urea formaldehid secara kontinyu menggunakan metanol, oksigen dan urea sebagai bahan bakunya. *Iron molybdenum oxide* berumur 12-18 bulan digunakan sebagai katalis pada proses ini. Uap metanol yang dihasilkan direaksikan pada reaktor *fixed bed multitube* dengan beberapa *tube* yang berisi *iron molybdenum oxide* dengan dikelilingin Downterm A sebagai pendingin. Konversi yang diperoleh dari proses ini mencapai 99% sedangkan selektivitas formaldehid mencapai 94%. Pada perancangan pabrik ini dipilih proses DB Western karena proses ini menggunakan katalis dengan umur yang lebih panjang, serta menghasikan produk dengan konversi yang tinggi.

Perbedaan antara keempat proses pembentukan formaldehid dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4. Tabel perbedaan empat proses pembentukan formaldehid

Proses	Hidrokarbon	<i>Complete Conversion of Methanol</i>	ICDRM	DB Western
	Dari <i>natural gas</i> atau metana	Selanjutnya di- <i>recycle</i>	Produk didinginkan dan dialirkan ke menara absorber	Dikelilingi Downterm A
Katalis	Asam borat atau asam fosfat	Perak	Perak	<i>Iron molybdenum oxide</i>
Umur Katalis		3-8 bulan	3-4 bulan	12-18 bulan
Suhu	430-480°C	590-650°C	600-650°C	240-400°C
Tekanan	7-20 atm			1-1,5 atm
Konversi	34-36%	77-78%		99%

1.2.1.2. Unit Urea Formaldehid Plant

Proses pembentukan urea formaldehid terjadi pada reaktor *fixed bed multitube*. Pada proses ini terjadi proses pembentukan metilol urea yang merupakan reaksi metilolasi. Kemudian urea mengalami adisi ke formaldehid untuk memberikan turunan metilol. Untuk mencegah terjadinya penggumpalan karena turunan metilol berkondensasi dengan cepat pada kondisi asam, maka larutannya dijaga dalam kondisi pH basa.

1.2.2. Kegunaan Produk

Produk urea formaldehid memiliki banyak kegunaan, antara lain:

1. Industri *adhesive*
Merupakan industri produsen *adhesive* seperti industri *plywood*, industri papan partikel, industri papan *chip* dan lainnya.
2. Industri *moulding*
Merupakan industri yang salah satunya adalah produsen alat keperluan rumah tangga.
3. Industri *surface coating*
Merupakan industri produsen cat, tiner dan dempul.
4. Industri *laminating*
Merupakan industri produsen *furniture* atau meubel untuk menginsulasi busa.

1.2.3. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

1.2.3.1. Bahan Baku

1. Metanol

Sifat Fisis

Rumus molekul	: CH ₃ OH
Berat molekul	: 32,042 g/gmol
Kondisi fisik	: cair (fluida)
Warna	: tak berwarna
Bau	: menurut: alkohol
Titik cair/titik beku	: -97,8°C
Titik didih awal dan rentang didih	: 64,7°C pada 1,013 hPa
Titik nyala	: 9,7°C pada 1,013 hPa
Batas eksplosi bawah	: 5,5 vol%
Batas eksplosi atas	: 44 vol%
Tekanan uap air	: 169,3 hPa pada 25°C
Densitas	: 0,79 g/cm ³
Densitas uap air	: 1,11 (udara = 1)
Kelarutan air	: larut dalam proporsi apapun

n-oktanol/air : -0,77 (ECHA)
 Kekentalan dinamis : 0,6 mPa s pada 20°C
 Indeks reaktif : 1,329

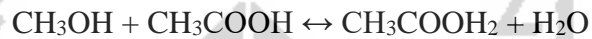
(Sumber: carlroth.com)

Sifat Kimia

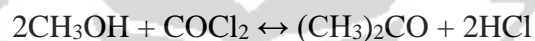
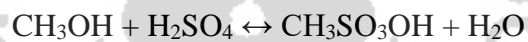
Metanol merupakan gugus alkohol alifatik yang hanya memiliki satu atom karbon. Reaksi-reaksi dari metanol melibatkan gugus hidroksil seperti contohnya yaitu reaksi esterifikasi, adisi, oksidasi, dehidrogenasi dan penggantian gugus hidroksil.

a. Reaksi esterifikasi

- Dengan asam organik

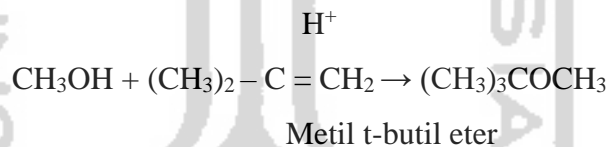


- Dengan asam anorganik



b. Reaksi adisi

- Dengan hidrokarbon tak jenuh

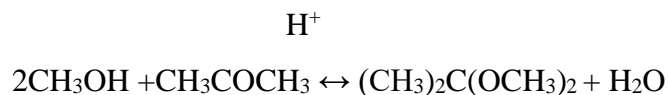


- Dengan aldehyd



Asetat

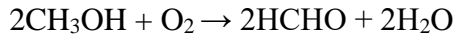
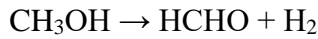
- Dengan keton



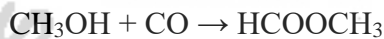
Ketal

c. Reaksi oksidasi

Reaksi oksidasi ini menggunakan perak atau *ferric molybdate* sebagai katalis untuk meminimalkan oksidasi berikutnya dari formaldehid menjadi asam formiat dan karbondioksida.

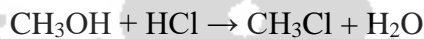


d. Reaksi karbonilasi



e. Reaksi penggantian gugus hidroksil

- Halogenasi



Metil klorida

- Dehidrasi bimokuler



Dimetil eter

- Ammonalisis



Metil amin

(Sumber: Mc. Ketta, 1988)

2. Udara

Udara merupakan campuran gas yang terdiri dari oksigen, nitrogen dan argon serta gas-gas lainnya dengan jumlah yang relatif kecil. Kandungan udara dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5. Tabel kandungan udara

Kandungan	% volume	Ppm
Nitrogen	78,08	780.800
Oksigen	20,95	209.500
Argon	0,934	9.340
Karbondioksida	0,0314	3141
Neon	0,00182	18
Helium	0,000524	5
Metana	0,0002	2
Krypton	0,000114	1

(Sumber: Stern C Arthur, 1976)

Sifat Fisis

Sifat fisis beberapa komponen udara seperti nitrogen, oksigen dan argon dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6. Tabel sifat fisis kandungan udara

Sifat Fisis	Nitrogen	Oksigen	Argon
Rumus molekul	N ₂	O ₂	Ar
Berat molekul, g/mol	28,013	31,99	39,948
Densitas gas (0°C, 1 atm), kg/m ³	1,2505	1,42929	1,7828
Volume jenis (0°C, 1 atm), m ³ /kg	0,799	0,7	0,56
Titik didih, °C	-195,8	-182,98	-185,87
Suhu kritis, °C	147,05	118,57	122,29
Tekanan kritis, bar	33,94	50,43	48,98

Volume kritis, cm ³ /mol	90,1	73,4	74,6
Titik beku, °C	-210	-218,79	-189,35
Densitas cairan, kg/L	0,645	0,8	0,78

(Sumber: Sheve, 1956 & Yaw's, 1999)

Sifat Kimia

Sifat kimia beberapa komponen udara antara lain meliputi hal-hal di bawah ini:

- a. Oksigen merupakan unsur yang sangat aktif. Meskipun tidak terbakar, tetapi oksigen membantu pembakaran dan bergabung langsung maupun tidak langsung dengan semua senyawa kecuali helium, neon dan argon.
- b. Oksigen bersama dengan gas asetilena untuk mengelas baja sedangkan oksigen cair bersama dengan hidrogen cair digunakan sebagai bahan bakar roket untuk mendorong pesawat ruang angkasa. Oksigen juga digunakan dalam berbagai industri kimia untuk mengoksidasi macam-macam zat.
- c. Nitrogen merupakan zat yang sulit bereaksi dengan unsur lain karena energi ikatan N dengan N sangat besar, tidak mudah terbakar dan tidak membantu pembakaran.
- d. Nitrogen bereaksi dengan logam aktif seperti kalsium, natrium dan magnesium.
- e. Nitrogen bereaksi dengan gas hidrogen pada suhu 400-600°C dan tekanan 200-600 atm membentuk ammonia.
- f. Argon termasuk golongan gas mulia, yang sama sekali tidak reaktif secara kimia.

3. Urea

Sifat Fisis

Rumus molekul : CO(NH₂)₂

Berat molekul : 60,06 g/gmol

Bentuk	: kristal tetragonal berwarna putih
Titik lebur	: 132,7°C pada 1 atm
Panas pembakaran	: 2531 kal/g
Indeks refraksi	: 1,484
Panas peleburan	: 251 J/g
Panas pelarutan dalam air	: -57,8 kal/g
Energi Gibbs	: -47120 kal/mol pada 25°C
Densitas	: 1,33 g/cm ³
Panas spesifik	: 0,32 kal/g°C

Sifat Kimia

a. Dengan pemanasan

Urea akan melepaskan ammonia, ammonium sianida (NH₄OCN) dan biuret (CONH₂)₂NH apabila dipanaskan di atas titik leburnya yaitu pada suhu 150-160°C.

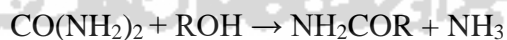


b. Hidrolisa

Urea yang dihidrolisis akan menghasilkan asam dan ammonia. Hidrolisis dipercepat menggunakan asam atau basa, dan terjadi juga apabila ada enzim urease. Organisme tertentu dalam tanah juga menyebabkan hidrolisa urea membentuk ammonium karbonat.

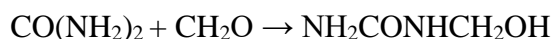


c. Urea bereaksi dengan alkohol menghasilkan *urethane*

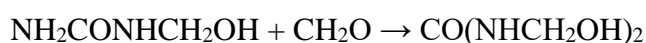


d. Reaksi dengan formaldehid

Terjadi hidroksi metil urea (metilol urea) dan dimetilolurea dalam larutan asam.

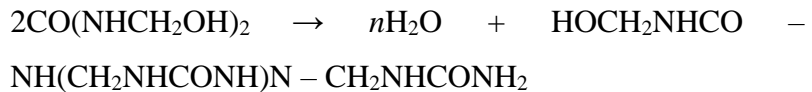


Metilol urea



Dimetilol urea

Selanjutnya akan terbentuk resin



1.2.3.2. Produk

Urea Formaldehid

Sifat Fisis

Wujud	: cairan
Indeks refraksi	: 1,54-1,56
<i>Specific gravity</i>	: 1,32 g/cm ³ pada 50°C
Panas spesifik	: 0,4 kal/g
Densitas	: 1,46 g/cm ³
pH	: 7-8
Titik beku	: -20-(-30)°C

(Sumber: Meyer, 1979)

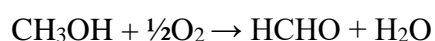
1.2.4. Proses Pembuatan Urea Formaldehid Proses DB Western

Pembuatan urea formaldehid menggunakan bahan baku formaldehid dan urea menggunakan proses DB Western terbagi menjadi dua tahap, antara lain:

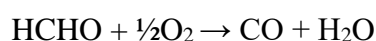
1.2.4.1. Tahap 1

Tahap pertama merupakan proses oksidasi metanol menjadi formaldehid. Proses ini berlangsung pada reaktor *fixed bed multitube* dengan *iron molybdenum oxide* sebagai katalisnya. Setelah diuapkan, metanol cair kemudian direaksikan dengan oksigen di dalam reaktor dengan suhu 240-400°C (Ullman Vol. II, 1988) dan tekanan 1-1,5 atm. (*Hydrocarbon Processing*, 1993).

Reaksi yang terjadi:



Sebagian kecil formaldehid yang terbentuk akan mengalami oksidasi sebagai berikut:



Reaksi tersebut akan meningkat apabila suhu operasi berada di atas suhu 470°C. (Ullman Vol. II, 1988).

Reaksi ini berlangsung sangat eksotermis. Panas reaksi yang ditimbulkan harus segera diserap atau diambil menggunakan Downterm A selama reaksi berlangsung untuk menjaga kondisi suhu dan membatasi pembentukan produk samping. Konversi yang diperoleh mencapai 99% dengan selektivitas formaldehid sebesar 94%.

1.2.4.2. Tahap 2

Gas hasil dari reaktor yang mengandung gas formaldehid kemudian dialirkan ke reaktor 2 yaitu reaktor *fixed bed multitube*. Urea formaldehid dihasilkan pada bagian bawah reaktor sedangkan di bagian atas reaktor dilepaskan gas buang (*tail gas*) yang selanjutnya akan diteruskan ke kondenser.



BAB II PERANCANGAN PRODUK

Beberapa variabel utama dirancang dalam mekanisme pembuatan urea formaldehid bertujuan untuk mencapai kualitas produk yang sesuai dengan target pada perancangan ini. Variabel utama ini meliputi: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Urea Formaldehid

Wujud	: cair
Warna	: tak berwarna
Bau	: tajam
Densitas	: 1,32-1,46 g/cm ³ pada 25°C
Komposisi	:
Urea Formaldehid	: min. 85% berat
Metanol	: maks. 0,3% berat
Air	: maks. 13% berat

(Sumber: dbwestern.com)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1. Metanol (CH₃OH)

Berat molekul	: 32 kg/kmol
Densitas	: 0,791-0,792 g/cm ³ pada 25°C
Titik didih	: 64,7°C
Titik leleh	: -97°C
Suhu kritis	: 240°C
Panas penguapan	: 8430 kal/mol pada 64,7°C
Panas pembakaran	: -175,65 kal/mol pada 25°C
Panas pembentukan	: -57,036 kal/mol (cair) pada 25°C
Panas pembentukan	: -48,1 kal/mol (gas) pada 25°C
Viskositas	: 0,5513 cP (cair) pada 25°C
Viskositas	: 0,00968 cP (gas) pada 25°C

Kelarutan : larut tak terhingga dalam air dan alkohol

2.2.2. Urea (NH_2)₂CO

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

2.2.3. Udara

a. Nitrogen (N_2)

Berat molekul : 28 kg/kmol
Wujud : gas tidak berwarna
Spesific gravity : 12,5
Titik lebur : -209,86°C pada 1 atm
Titik didih : -195,8°C pada 1 atm
Suhu kritis : 126,2 K
Tekanan kritis : 33,9 bar
Kelarutan :

- Sedikit larut dalam etanol 95%
- Larut pada air dingin (0°C) 2,35cc
- Larut pada air panas (20°C) 1,55cc

b. Oksigen (O_2)

Berat molekul : 32 kg/kmol
Wujud : gas tidak berwarna
Spesific graviy : 1,1053
Titik lebur : -218,4°C pada 1 atm
Titik didih : -183°C pada 1 atm
Suhu kritis : 154,5 K

Tekanan kritis : 50,6 bar

Kelarutan :

- Sedikit larut dalam etanol 95%
- Larut dan menyatu dengan argentum (perak)
- Larut pada air dingin (0°C) 4,89cc
- Larut pada air panas (30°C) 2,6cc
- Larut pada air panas (100°C) 1,7cc

2.3. Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1. Katalisator

Jenis : *Iron molybdenum oxide*

Rumus kimia : $\text{Fe}_2\text{MoO}_9\text{Cr}_2$

Bentuk : silindris

Bulk density : 4,69 g/cm³

Porositas : 0,55

Diameter rata-rata : 0,35 cm

Ukuran : -4 sampai +8 mesh

Umur katalis : 18 bulan

Komposisi :

MoO₃ : 80-81% berat

Fe₂O₃ : 14-15% berat

Cr₂O₃ : 4-5% berat

Dimensi :

OD : 4,5 mm

ID : 1,7 mm

H : 4mm

2.4. Pengendalian Kualitas

Untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan perlu dilakukan pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengendalian kualitas (*quality control*) yang dilakukan pada pabrik urea formaldehid ini antara lain:

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas terhadap bahan baku dilakukan untuk mengetahui seberapa baik kualitas bahan baku yang digunakan, dan untuk mengetahui apakah bahan baku yang akan digunakan sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan sebelum diproses. Maka, sebelum bahan baku digunakan pada proses produksi, dilakukan terlebih dahulu pengujian terhadap kualitas bahan baku yaitu metanol dan urea.

2.4.2. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan di *control room* dengan menggunakan beberapa alat pengendali yang dilakukan dengan *automatic control* menggunakan indikator. Jika indikator yang telah ditentukan mengalami penyimpangan, seperti *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, serta *temperature control* maka dapat diketahui dari tanda yang diberikan indikator yaitu nyala lampu, bunyi alarm atau lainnya. Dan apabila terjadi penyimpangan, maka kondisi harus di-*set* seperti semula secara manual ataupun otomatis.

Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus ditentukan pada kondisi tertentu, antara lain:

a. *Level Control*

Level control dipasang pada bagian atas tangki. Apabila kondisi belum sesuai dengan yang ditetapkan, maka akan menimbulkan tanda berupa suara dan nyala lampu.

b. *Flow Rate*

Flow rate dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

c. *Temperature Control*

Temperature control dipasang di dalam setiap alat proses. Apabila kondisi belum sesuai dengan yang ditetapkan, maka akan menimbulkan tanda berupa suara dan nyala lampu.

Pengendalian proses dilakukan dengan tujuan agar produk yang dihasilkan memenuhi standar. Sedangkan pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah memenuhi spesifikasi yang ditentukan. Agar proses berjalan dengan baik, maka setelah dilakukan perencanaan produksi dan proses produksi dijalankan perlu juga diadakannya pengawasan dan pengendalian produksi.

Proses produksi diharapkan untuk menghasilkan produk dengan mutu yang sesuai standar, serta jumlah produksi yang dihasilkan sesuai dengan rencana dan waktu yang sesuai dengan yang direncanakan.

2.4.3. Pengendalian Kualitas Produk

Selain pengendalian kualitas terhadap bahan baku dan proses, dilakukan pula pengendalian kualitas terhadap produk. Pengendalian kualitas produk dilakukan pada kemurnian produk urea formaldehid yang dihasilkan. Bahan baku yang berkualitas diperlukan untuk memperoleh mutu produk sesuai standar. Selain itu perlu juga dilakukan pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Tahapan Proses

Terdapat tiga tahapan proses dalam pembuatan urea formaldehid, meliputi:

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada tahap persiapan bahan baku ini, bahan baku berupa metanol dan oksigen disiapkan agar sesuai dengan kondisi operasi yaitu pada suhu 240°C dan tekanan 1,4 atmd dalam reaktor *fixed bed multitube*.

Metanol yang merupakan salah satu bahan baku utama pembuatan formaldehid, disimpan dalam tangki silinder (T-01) dalam fase cair dengan kondisi operasi pada suhu 32°C dan tekanan 1 atm. Metanol dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju ke *vaporizer* (V-01) hingga diperoleh tekanan umpan metanol keluar *vaporizer* naik menjadi 1,4 atm.

Dalam *vaporizer* ini terjadi perubahan fase metanol dari fase cair menjadi uap jenuh pada suhu 240°C. Uap methanol yang dihasilkan dari *vaporizer* ini, kemudian diumpankan ke dalam reaktor (R-01).

Bahan baku utama lainnya adalah oksigen. Oksigen diperoleh dari udara lingkungan sekitar dengan kondisi suhu 32°C dan tekanan 1 atm. Partikulat padat yang terkandung dalam oksigen dipisahkan dengan melewati udara ke dalam *filter* (FL-01). Tekanan udara kemudian dinaikkan menggunakan *compressor* (CP-01), lalu udara dialirkan menggunakan *blower* (BL-01) untuk dipanaskan pada *Air Feed Heeter* (HE-01) hingga mencapai suhu 240°C, kemudian diumpankan ke dalam reaktor(R-01).

Dari gudang penyimpanan (G-01), bahan baku berupa urea *prill* diangkut menuju *feeder* (FE-01) menggunakan *bucket elevator* (BE-01) dan *belt conveyer* (BC-01). Setelah ditimbang, urea kemudian dimasukkan ke dalam *mixer* (M-01) dan dilarutkan menggunakan air proses hingga diperoleh larutan urea 65% berat. Larutan urea yang

dihasilkan lalu dialirkan ke dalam reaktor (R-02) menggunakan pompa (P-03) dan melalui *heat exchanger* (HE-05) untuk diproses lebih lanjut.

3.1.2. Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk bertujuan untuk:

- a. Membentuk formaldehid dari reaksi antara metanol dan oksigen di dalam reaktor.
- b. Mereaksikan gas formaldehid dengan larutan urea di dalam reaktor.

Iron molybdenum oxide digunakan sebagai katalis pada proses pembentukan formaldehid yang menggunakan bahan baku methanol dan oksigen. Katalis ini diletakkan dalam *tube-tube* reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi pada suhu 240°C dan tekanan 1,4 atm. Reaksi oksidasi metanol berlangsung secara non-isotermal dan non-adiabatis. Reaksi ini merupakan reaksi eksotermis, yang berarti melepaskan sejumlah panas selama reaksi berlangsung. Digunakan pendingin Dowterm A yang dialirkan melalui *shell* guna untuk menjaga kondisi operasi pada reaktor (R-01).

Pembentukan urea formaldehid dilakukan di dalam reaktor (R-02) dengan tipe *fixed bed multitube* dengan kondisi operasi pada suhu 110°C dan tekanan 1,2 atm. Hasil reaksi dari reaktor (R-01) yang mengandung gas formaldehid didinginkan di *cooler* (HE-03) hingga suhunya turun dari 240°C menjadi 110°C untuk selanjutnya diumpankan ke dalam reaktor (R-02). Dalam reaktor (R-02) gas formaldehid diserap menggunakan larutan urea 65% berat.

Gas-gas yang tidak terserap keluar melalui bagian atas reaktor (R-02) dan diumpankan menuju *condenser* (CD-01). Pada *condenser* (CD-01), metanol dan air diuapkan pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm lalu di-*recycle* melalui *vaporizer* (V-02), sedangkan senyawa lainnya (N₂, CO, O₂) dibawa menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL).

3.1.3. Tahap Penanganan Produk

Larutan urea formaldehid sebagai produk bawah reaktor (R-02) keluar pada suhu 110°C. Larutan produk dialirkan menggunakan pompa (P-03) untuk didinginkan di dalam *product cooler* (HE-04) lalu dimasukkan ke tangki penyimpanan produk (T-02).

3.2. Spesifikasi Alat Proses

3.2.1. Tangki Penyimpanan Metanol

Kode	:T-01
Fungsi	: menyimpan bahan baku metanol selama 2 minggu sebanyak 1.365.453,810kg
Kondisi penyimpanan	: atmosferik, suhu perancangan 28°C
Jenis	: tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>dished head</i>
Ukuran	: Volume : 2.100,296m ³ Tinggi : 16,867 m Diameter : 7,620 m
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 GradeC</i>
Tebal shell	: <i>Course 1: 1/4 in</i> <i>Course 2: 3/16 in</i> <i>Course 3: 3/16 in</i> <i>Course 4: 3/16 in</i> <i>Course 5: 3/16 in</i> <i>Course 6: 3/16 in</i> <i>Course 7: 3/16 in</i>
Tebal head	: 3/8 in
Jumlah	: 1 buah

3.2.2. Tangki Penyimpanan Produk Urea Formaldehid

Kode	:T-02
Fungsi	: menyimpan produk urea formaldehid selama 2 minggu sebanyak 1.457.613,144kg
Kondisi penyimpanan	: atmosferik, suhu perancangan 28°C
Jenis	: tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>dished head</i>
Ukuran	:
	Volume : 1.528,299 m ³
	Tinggi : 15,038 m
	Diameter : 7,620 m
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 GradeC</i>
Tebal shell	:
	<i>Course 1: 3/8 in</i>
	<i>Course 2: 5/16 in</i>
	<i>Course 3: 5/16 in</i>
	<i>Course 4: 1/4 in</i>
	<i>Course 5: 3/16 in</i>
	<i>Course 6: 3/16 in</i>
	<i>Course 7: 3/16 in</i>
	<i>Course 8: 3/16 in</i>
Tebal head	:3/8 in
Jumlah	: 1 buah

3.2.3. Pompa 01

Kode	: P-01
Fungsi	: mengalirkan bahan baku metanol dari tangki penyimpanan (T-01) menuju <i>vaporizer</i> (V-01) sebanyak 4.069,956 kg/jam
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 27,462 gpm

Ukuran pipa	:	
	ID	: 2,067 in
	OD	: 2,380 in
	SCH	:40
	IPS	: 2 in
Motor penggerak	:	0,75 Hp
Jumlah	:	2

3.2.4. Pompa 02

Kode	:	P-02
Fungsi	:	mengalirkan air proses menuju <i>mixer</i> (M-01) sebanyak 637,281 kg/jam
Jenis	:	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	3,292 gpm
Ukuran pipa	:	
	ID	: 1,049in
	OD	: 21,320 in
	SCH	:40
	IPS	: 1 in
Motor penggerak	:	0,125 Hp
Jumlah	:	2

3.2.5. Pompa 03

Kode	:	P-03
Fungsi	:	mengalirkan larutan urea dari <i>mixer</i> (M-01) menuju reaktor (R-02) sebanyak 1.846,015 kg/jam
Jenis	:	<i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	7,080 gpm
Ukuran pipa	:	
	ID	: 1,380in
	OD	: 1,660 in

	SCH	:40
	IPS	: 1 1/4 in
Motor penggerak		: 0,5 Hp
Jumlah		: 2

3.2.6. Pompa 04

Kode		: P-04
Fungsi		: mengalirkan produk urea formaldehid dari reaktor (R-02) menuju tangki penyimpanan (T-02) sebanyak 4.338,134 kg/jam
Jenis		: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas		: 20,014 gpm
Ukuran pipa		:
	ID	: 2,067 in
	OD	: 2,380 in
	SCH	:40
	IPS	: 2 in
Motor penggerak		: 0,75 Hp
Jumlah		: 2

3.2.7. Vaporizer 01

Kode		:V-01
Fungsi		:menguapkan dan memanaskan metanol sebanyak 4.069,956 kg/jam
Jenis		: <i>shell and tube heat exchanger, counter flow</i>
Jumlah		:1 buah
Luas perpindahan panas:		20,671ft ²
Suhu operasi		: 70°C
Panas laten		: 4836367,13 kJ/jam
<i>Shell side</i>		:
	ID	:10 in
	<i>Pass</i>	: 8

Tube side :
 OD : 3/4 in
 BWG : 16
Pitch : 1 5/16 in
 Panjang : 12 ft
Pass : 2
 Jumlah : 36 buah
 ΔP : 0,005 psi

Rd : 0,0215 Btu/jam.ft².°F
 U_C : 16,509 Btu/jam.ft².°F
 U_D : 12,188 Btu/jam.ft².°F

3.2.8. Vaporizer 02

Kode : V-02
 Fungsi : menguapkan dan memanaskan metanol
recycle sebanyak 2.865,272 kg/jam
 Jenis : *shell and tube heat exchanger, counter flow*
 Jumlah : 1 buah
 Luas perpindahan panas: 52,985 ft²
 Suhu operasi : 109°C
 Panas laten : 48705,91 kJ/jam

Shell side :
 ID : 10 in
Pass : 1

Tube side :
 OD : 1 in
 BWG : 16
Pitch : 1 1/4 in
 Panjang : 12 ft
Pass : 2
 Jumlah : 32 buah
 ΔP : 0,0077 psi

R _d	: 0,0308 Btu/jam.ft ² .°F
U _C	: 139,928 Btu/jam.ft ² .°F
U _D	: 26,3525Btu/jam.ft ² .°F

3.2.9. *Filter Udara*

Kode	: FL-01				
Fungsi	: menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara sekitar yang mengalir ke reaktor (R-01) sebanyak 17.616,861 kg/jam				
Bahan	: <i>Carbon Steel 283 Grade C</i>				
Tipe	: <i>bag house filter</i>				
Kondisi operasi	: <table> <tr> <td>Suhu</td> <td>: 32°C</td> </tr> <tr> <td>Tekanan</td> <td>: 1 atm</td> </tr> </table>	Suhu	: 32°C	Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 32°C				
Tekanan	: 1 atm				
Kecepatan volumetrik	: 7.271,759 ft ³ /menit				
Diameter bag	: 0,203 m				
Panjang bag	: 2,438 m				
Jumlah bag	: 4 buah				

3.2.10. *Blower*

Kode	: BL-01				
Fungsi	: mengalirkan udara dari lingkungan menuju reaktor (R-02)				
Jenis	: <i>blower centrifugal</i>				
Bahan	: <i>Carbon Steel 283 Grade C</i>				
Kondisi operasi	: <table> <tr> <td>Suhu</td> <td>: 32°C</td> </tr> <tr> <td>Tekanan</td> <td>: 1 atm</td> </tr> </table>	Suhu	: 32°C	Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 32°C				
Tekanan	: 1 atm				
Motor penggerak	: 0,125 Hp				
Jumlah	: 1 buah				

3.2.11. Heat Exchanger 01

Kode : HE-01
Fungsi : memanaskan udara yang keluar dari blower (BL-01) sebelum masuk ke reaktor (R-01) dari suhu 32°C menjadi 240°C
Beban panas : 3.756.583,690 kJ/jam
Jenis : *shell and tube heat exchanger*
Luas perpindahan panas: 711,656ft²

Shell side :

ID : 19 1/4in
Pass : 4
ho : 189,827 Btu/lb.°F
Pressure drop : 0,031 psi

Tube side :

OD : 1 in
BWG : 16
Pitch : 1 1/4 in
Panjang : 12 ft
Pass : 2
hio : 10,330 Btu/lb.°F
Pressure drop : 0,012 psi
Jumlah : 140buah

Rd : 0,071 Btu/jam.ft².°F
U_C : 9,797 Btu/jam.ft².°F
U_D : 32,361Btu/jam.ft².°F

3.2.12. Heat Exchanger 02

Kode : HE-02
Fungsi : memanaskan metanol dari vaporizer (V-02) sebelum masuk ke reaktor (R-01) dari suhu 70°C menjadi 240°C
Beban panas : 932.763,752 kJ/jam

Jenis : *shell and tube heat exchanger*

Luas perpindahan panas: 388,299ft²

Shell side :

ID : 15 1/4 in

Pass : 6

ho : 200,373 Btu/lb.°F

Pressure drop : 0,003 psi

Tube side :

OD : 1 in

BWG : 16

Pitch : 1 1/4 in

Panjang : 12 ft

Pass : 2

hio : 1,153 Btu/lb.°F

Pressure drop : 0,108 psi

Jumlah : 74buah

Rd : 0,813 Btu/jam.ft².°F

U_C : 1,146 Btu/jam.ft².°F

U_D : 16,700 Btu/jam.ft².°F

3.2.13. Heat Exchanger 03

Kode : HE-03

Fungsi : mendinginkan produk hasil keluaran reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02) dari suhu 240°C menjadi 110°C

Beban panas : 3.477.742,066 kJ/jam

Jenis : *double pipe heat exchanger*

Luas perpindahan panas: 190,245 ft²

Inner pipe :

ID : 17,250 in

OD : 18 in

Outer pipe :
 OD : 20 in
 ID : 19,250 in
 Rd : 0,007 Btu/jam.ft².°F
 U_C : 13,880 Btu/jam.ft².°F
 U_D : 13,883 Btu/jam.ft².°F

3.2.14. Heat Exchanger 04

Kode : HE-04
 Fungsi : mendinginkan produk hasil keluaran reaktor (R-02) menuju tangka penyimpanan produk (T-02) dari suhu 110°C menjadi 28 °C
 Beban panas : 1.744.664,971kJ/jam
 Jenis : *shell and tube heat exchanger*
 Luas perpindahan panas: 646,905 ft²
Shell side :
 ID : 23 1/4 in
 Pass : 4
 ho : 221,918 Btu/lb.°F
 Pressure drop : 0,120 psi
Tube side :
 OD : 1 in
 BWG : 16
 Pitch : 1 1/4 in
 Panjang : 12 ft
 Pass : 2
 hio : 1359,007 Btu/lb.°F
 Pressure drop : 0,023 psi
 Jumlah : 212buah

R _d	: 0,008 Btu/jam.ft ² .°F
U _C	: 190,767 Btu/jam.ft ² .°F
U _D	: 72,848 Btu/jam.ft ² .°F

3.2.15. Heat Exchanger 05

Kode	:HE-05
Fungsi	: memanaskan larutan urea dari <i>mixer</i> (M-01) menuju reaktor (R-02) dari suhu 32°C menjadi 110°C
Beban panas	: 473.483,348 kJ/jam
Jenis	: <i>double pipe heat exchanger</i>
Luas perpindahan panas:	10,994 ft ²
<i>Inner pipe</i>	:
ID	:3,068 in
OD	: 3,5 in
<i>Outer pipe</i>	:
OD	: 4,5 in
ID	: 4,026 in
R _d	: 0,009 Btu/jam.ft ² .°F
U _C	: 40,487 Btu/jam.ft ² .°F
U _D	: 40,490Btu/jam.ft ² .°F

3.2.16. Reaktor 01

Kode	:R-01
Fungsi	: tempat berlangsungnya reaksi antara metanol dengan oksigen menjadi formaldehid dengan katalis <i>iron molybdenum oxide</i>
Jenis	: <i>fixed bed multitube</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel 283 GradeC</i>

Ukuran alat :
Jumlah *tube* : 2808 buah
Diameter *tube* : 0,035 m
Diameter *shell* : 2,932 m
Tinggi *tube* : 6,300 m
Tinggi *shell* : 7,612 m
Tebal *tube* : 1/8 in
Tebal *shell* : 1 1/8 in
Tebal *head* : 1 1/8 in

Fase : gas
Katalis : *iron molybdenum oxide*
Kondisi operasi :
Suhu : 240°C
Tekanan : 1,4 atm

3.2.17. Reaktor 02

Kode : R-02
Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara formaldehid dan urea menjadi urea formaldehid
Jenis : *fixed bed multitube*
Bahan : *Carbon Steel 283 Grade C*
Ukuran alat :
Jumlah *tube* : 21822 buah
Diameter *tube* : 0,007 m
Diameter *shell* : 1,994 m
Tinggi *tube* : 2,800 m
Tinggi *shell* : 3,670 m
Tebal *tube* : 1/8 in
Tebal *shell* : 1/2 in
Tebal *head* : 1/2 in
Fase : gas

Kondisi operasi :
Suhu : 110°C
Tekanan : 1,2 atm

3.2.18. Gudang Penyimpanan Urea

Kode :G-01
Fungsi : menyimpan produk urea formaldehid selama 30 hari
Jenis : bangunan berbentuk persegi dengan tutup berbentuk konis (kerucut) dengan kapasitas 1199,910 kg/jam
Bahan : batu bata berlapis semen
Ukuran alat :
Volume : 785,295 m³
Panjang : 10,562 m
Lebar : 10,562 m
Tinggi total : 10,465 m
Jumlah : 1 buah

3.2.19. *Belt Conveyor*

Kode :BC-01
Fungsi : mengangkut urea dari *bucket elevator* (BE-01) menuju *feeder* (F-01) dengan kapasitas 1.846,015 kg/jam
Jenis : horisontal
Ukuran alat :
Lebar *belt* : 0,35 m
Panjang *belt* : 7 m
Kecepatan *belt* : 200 ft/menit
Motor penggerak : 2 Hp
Jumlah : 1 buah

3.2.20. *Bucket Elevator*

Kode	:BE-01
Fungsi	: mengangkut urea dari gudang penyimpanan (G-01) menuju <i>belt conveyor</i> (BC-01) dengan kapasitas 2.215,218 kg/jam
Jenis	: <i>continuous bucket elevator</i>
Ukuran alat	:
	Ukuran <i>bucket</i> : 8 x 5,5 x 7,75 m
	Jarak <i>bucket</i> : 8 in (0,203 m)
	Tinggi <i>elevator</i> : 7,620 m
Motor penggerak	: 5 Hp
Jumlah	: 1 buah

3.2.21. *Feeder*

Kode	:F-01
Fungsi	: menampung sementara dan mengumpulkan urea padat menuju <i>mixer</i> (M-01)
Bahan	: <i>Carbon Steel 283 Grade C</i>
Fase	: padat
Ukuran alat	:
	Diameter <i>feeder</i> : 3,202 m
	Tebal <i>shell</i> : 3/8 in
	Tinggi kerucut : 0,087 m
	Tinggi total : 10,027 m
Kondisi operasi	:
	Suhu : 32°C
	Tekanan : 1 atm
Jumlah	: 1 buah

3.2.22. Mixer

Kode	:M-01
Fungsi	: mencampurkan urea padat dan air sehingga menghasilkan larutan urea untuk diumpankan ke reaktor (R-02)
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pengaduk	: <i>flat six blade turbin with disc</i>
Ukuran alat	:
	OD : 0,762 m
	Tinggi total : 1,510 m
	Tebal <i>shell</i> : 3/16 in
	Tebal <i>head</i> : 3/16 in
	Diameter pengaduk : 0,252 m
Motor penggerak	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah

3.2.23. Compressor

Kode	:C-01
Fungsi	: menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 1,4 atm
Jumlah <i>stage</i>	: 2
Motor penggerak	: 10 Hp

3.2.24. Condenser

Kode	:CD-01
Fungsi	: mengembunkan gas metanol dari bagian atas reaktor (R-02) sebelum di- <i>recycle</i> menuju <i>vaporizer</i> (V-02) sebanyak 2.865,272 kg/jam
Beban panas	: 782.538,545kJ/jam
Jenis	: <i>shell and tube heat exchanger</i>
Luas perpindahan panas:	215,855 ft ²

<i>Shell side</i>	:	
	ID	: 15 1/4 in
	<i>Pass</i>	: 6
	ho	: 36,609 Btu/lb.°F
	<i>Pressure drop</i>	: 0,521 psi
<i>Tube side</i>	:	
	OD	: 1 in
	BWG	: 16
	<i>Pitch</i>	: 1 1/4 in
	Panjang	: 12 ft
	<i>Pass</i>	: 2
	hio	: 545,963 Btu/lb.°F
	<i>Pressure drop</i>	: 0,010 psi
	Jumlah	: 74buah
Rd		: 0,008 Btu/jam.ft ² .°F
U _C		: 34,309 Btu/jam.ft ² .°F
U _D		: 46,425 Btu/jam.ft ² .°F

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Ada beberapa hal yang dijadikan dasar dalam pemilihan kapasitas perancangan, antara lain kebutuhan urea formaldehid di Indonesia, ketersediaan bahan baku dan ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan urea formaldehid diperkirakan akan terus meningkat setiap tahunnya. Hal ini dikarenakan semakin berkembangnya industri-industri yang menggunakan urea formaldehid sebagai bahan baku maupun bahan tambahan. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik sebesar 30.000 ton/tahun.

Selain itu, penentuan kapasitas produksi juga didasarkan oleh beberapa hal, antara lain:

3.3.1.1. Proyeksi Kebutuhan Luar Negeri

Kebutuhan urea formaldehid di Indonesia memiliki kecenderungan meningkat setiap tahunnya apabila dilihat dari data statistik yang diterbitkan BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia”.

Dengan kapasitas perancangan yang ditentukan tersebut, diharapkan:

- a. Dapat memenuhi kebutuhan urea formaldehid dalam negeri
- b. Dapat menekan laju impor urea formaldehid sehingga dapat menghemat devisa negara

3.3.1.2. Ketersediaan Bahan Baku

Salah satu hal penting yang harus diperhatikan dalam penentuan kapasitas produksi suatu pabrik adalah kontinuitas ketersediaan bahan baku untuk pembuatan urea formaldehid. Kebutuhan bahan baku metanol diharapkan didapat dari PT. Kaltim Methanol Industri (KMI) di Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Bahan baku urea didapat dari PT. Pupuk Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 3.430 kiloton/tahun. Sedangkan bahan baku oksigen didapat dari udara lingkungan sekitar.

3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Ada dua hal yang perlu diperhatikan dalam menyusun rencana produksi, yaitu:

3.3.2.1. Faktor Eskternal

Faktor eskternal adalah faktor yang berkaitan dengan kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan. Kemampuan pasar yang dimaksud dibagi menjadi dua kemungkinan, antara lain:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dari kemampuan pabrik, sehingga rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik, sehingga diperlukan alternatif untuk menyusun rencana produksi. Alternatif yang dapat dilakukan misalnya:

- a. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- b. Rencana produksi tetap, dengan mempertimbangkan kelebihan produksi dapat disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- c. Mencari daerah pemasaran lain.

3.3.2.2. Faktor Internal

Faktor internal adalah faktor yang berkaitan dengan kemampuan pabrik dalam memproduksi produk. Pabrik pada umumnya ditentukan oleh beberapa faktor seperti:

- a. Material (bahan baku)

Penggunaan material yang memenuhi standar kualitas dan kuantitas, maka target produksi yang diinginkan akan tercapai.
- b. Manusia (tenaga kerja)

Perlu dilakukannya pelatihan atau *training* untuk karyawan yang bertujuan untuk meningkatkan keterampilan karyawan, sehingga tidak terjadi hal-hal yang dapat merugikan pabrik.
- c. Mesin (peralatan)

Kemampuan mesin atau peralatan dipengaruhi oleh dua hal, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif merupakan kemampuan suatu alat untuk beroperasi menghasilkan kapasitas yang ditentukan dalam periode waktu tertentu. Sedangkan kemampuan mesin merupakan kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Salah satu faktor penting dalam perancangan pabrik adalah penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Hal ini menjadi penting, karena akan mempengaruhi kegiatan pabrik, mulai dari produksi produk hingga distribusi produk. Selain itu, nilai ekonomi dari pabrik yang akan didirikan juga menjadi hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Sehingga, penentuan dan pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang penting dalam perancangan pabrik.

Karena urea formaldehid merupakan suatu produk yang tergolong dalam kategori *weight losing*, maka sebaiknya lokasi pabrik dipilih yang dekat dengan lokasi bahan baku agar dapat meminimasi biaya transportasi. Bahan baku yang diperlukan pada pabrik urea formaldehid ini adalah metanol dan urea yang diperoleh dari pabrik yang ada di Indonesia. Pabrik metanol yang ada di Indonesia, diantaranya adalah PT. Kaltim Methanol Industri (KMI) dan PT. Medco Metanol Bunyu yang keduanya berada di Kalimantan Timur. Sedangkan pabrik urea yang ada di Indonesia, diantaranya PT. Pupuk Iskandar muda berada di Nangroe Aceh Darussalam, PT. Pupuk Sriwijaya berada di Sumatera Selatan, PT. Pupuk Kujang berada di Jawa Barat, PT. Petrokimia Gresik berada di Jawa Timur dan PT. Pupuk Kalimantan Timur berada di Kalimantan Timur.

Selain itu, sifat produk dan bahan baku juga dijadikan pertimbangan dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Lokasi pabrik sebaiknya berada berdekatan dengan lokasi bahan baku apabila bahan baku yang digunakan adalah bahan baku yang berbahaya. Sementara itu, lokasi pabrik sebaiknya berada berdekatan dengan lokasi pasar apabila produk yang dihasilkan adalah produk yang berbahaya. Namun kedua hal ini dapat dikesampingkan, mengingat pabrik urea formaldehid merupakan pabrik dengan bahan baku dan produk yang sifatnya tidak berbahaya.

Dari pertimbangan beberapa hal di atas, lokasi pabrik yang memenuhi faktor-faktor tersebut adalah di Bontang, Kalimantan Timur. Bontang memenuhi kriteria, yaitu dekat dengan kedua bahan baku utama pada pabrik urea formaldehid. Bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri dan urea dapat diperoleh dari PT. Pupuk Kalimantan Timur. Selain itu, Bontang merupakan kawasan industri sehingga pajak, karakter tanah, pengolahan limbah dan pengadaan energi telah diperhitungkan dan tersedia.

Dipilihnya lokasi di Bontang, Kalimantan Timur sebagai lokasi pendirian pabrik urea formaldehid ini mempertimbangkan beberapa faktor:

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang mempengaruhi tujuan utama dari sebuah pabrik yang meliputi produksi dan distribusi. Faktor-faktor primer yang berpengaruh dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik ini, antara lain:

4.1.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Dipilihnya Bontang, Kalimantan Timur sebagai lokasi pabrik dikarenakan dekatnya lokasi ini dengan lokasi kedua bahan baku pabrik urea formaldehid. Yaitu bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri dan urea dapat diperoleh dari PT. Pupuk Kalimantan Timur.

4.1.1.2. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang mempengaruhi studi kelayakan proses. Pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan kelangsungan proyek. Bontang merupakan kawasan yang relatif strategis untuk pemasaran produk, terutama untuk pabrik yang menggunakan bahan baku atau bahan tambahan urea formaldehid.

4.1.1.3. Utilitas

Penyedia listrik diperoleh dari PT. PLN, sedangkan bahan bakar diperoleh dari distributor. Kebutuhan air yang digunakan untuk menunjang proses dan kegiatan pabrik lainnya dapat diperoleh dari air sungai (DAS).

4.1.1.4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah, dan tenaga kerja yang berpendidikan sarjana sesuai dengan kebutuhan pabrik. Selain itu, yang dijadikan prioritas dalam perekrutan tenaga kerja adalah faktor kedisiplinan serta pengalaman kerja, sehingga tenaga kerja yang dipilih melalui proses perekrutan merupakan tenaga kerja yang kompeten, berkualitas dan dapat bekerja sesuai dengan bidangnya.

4.1.1.5. Transportasi

Sarana transportasi juga merupakan faktor yang penting dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Sarana transportasi ini mencakup sarana transportasi darat maupun laut. Bontang yang merupakan kawasan industri telah memenuhi kriteria ini, dengan adanya jalan raya yang menghubungkan kawasan industri dengan sumber bahan baku maupun lokasi pemasaran produk. Juga dengan adanya pelabuhan kapal yang dilengkapi dengan fasilitas yang memadai.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Selain beberapa faktor primer yang telah disebutkan di atas, ada juga beberapa faktor sekunder yang dijadikan dasar dalam penentuan lokasi pabrik, antara lain:

4.1.2.1. Kondisi Tanah dan Daerah

Diketahui bahwa Bontang memiliki kondisi tanah yang masih cukup luas dan merupakan tanah datar yang dalam hal ini menguntungkan. Selain itu, karena Bontang merupakan kawasan industri, maka pengaturan dan penanggulangan dampak lingkungan dapat dilaksanakan dengan baik.

4.1.2.2. Kebijakan Pemerintah

Pemerintah telah menetapkan Bontang sebagai kawasan industri yang terbuka bagi investor. Hal ini sesuai dengan kebijaksanaan

pengembangan industri. Sebagai fasilitator, pemerintah juga telah memberikan berbagai kemudahan dalam hal perizinan, pajak, dan hal lain yang berkaitan dengan teknis pendirian pabrik.

4.1.2.3. Lingkungan Sekitar

Pendirian pabrik urea formaldehid ini diperkirakan akan didukung oleh masyarakat di lingkungan sekitar, karena hal ini dapat menunjang ketersediaan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat.

4.1.2.4. Sarana Pendukung Lainnya

Sarana pendukung lainnya seperti perumahan, sarana olahraga, sarana hiburan, sarana kesehatan dan lainnya telah difasilitasi di Bontang karena Bontang merupakan kawasan industri.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau *plant layout* merupakan tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada di pabrik. Tata letak pabrik meliputi tempat perkantoran, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik.

Tujuan dari penataan letak pabrik ini, antara lain:

1. Penghematan waktu transportasi bahan baku, produk, alat maupun karyawan dalam area pabrik. Sehingga waktu yang digunakan untuk produksi dapat optimal.
2. Pemanfaatan area pabrik yang efektif dan efisien. Sehingga tidak ada area pabrik yang kosong dan tidak terpakai dengan baik. Hal ini juga dapat mempengaruhi biaya lahan yang berarti dapat menghemat biaya investasi dan pajak.
3. Pencegahan kecelakaan kerja, dan hal lainnya.

Total lahan pabrik ini direncanakan sebesar 33.500 m² dengan tata letak pabrik yang dibagi menjadi beberapa daerah utama, seperti:

1. Daerah proses

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk meletakkan alat-alat proses penunjang kegiatan produksi. Daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari daerah lainnya.

2. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Untuk mengantisipasi adanya masalah kebutuhan tempat di waktu yang akan datang, maka daerah untuk perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan harus disediakan dari awal perancangan pabrik. Daerah ini digunakan apabila suatu hari diperlukan perluasan pabrik dan penambahan bangunan yang disebabkan karena penambahan kapasitas produksi pabrik, pengolahan produk lain, dan hal-hal lain yang dapat terjadi.

3. Keamanan

Keamanan yang perlu diperhatikan dalam penataan letak pabrik ini meliputi keamanan terhadap adanya ledakan, asap, bahaya kebakaran, gas beracun dan hal lainnya. Untuk itu, perlu diadakannya alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan dapat memicu kebakaran. Selain itu, tangka penyimpanan produk atau unit lain yang mudah meledak harus diletakkan di area khusus serta perlu diberi jarak antarbangunan guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri apabila terjadi situasi berbahaya.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik untuk unit utilitas seperti gas, *steam*, udara dan listrik akan membantu memudahkan kerja dan perawatan. Penempatan alat proses harus ditata sedemikian rupa sehingga dapat dicapai dengan mudah oleh petugas dan dapat dioperasikan dengan lancar serta memudahkan langkah perawatan.

5. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi ketersediaan area, sehingga pemakaian tempat harus sesuai dengan area yang tersedia. Jika harga tanah cukup tinggi, perlu dilakukan efisiensi penggunaan

ruangan seperti peletakan peralatan di atas peralatan lainnya jika memungkinkan, atau mengatur penataan ruangan sedemikian rupa yang dapat menghemat biaya.

6. Area pengolahan limbah

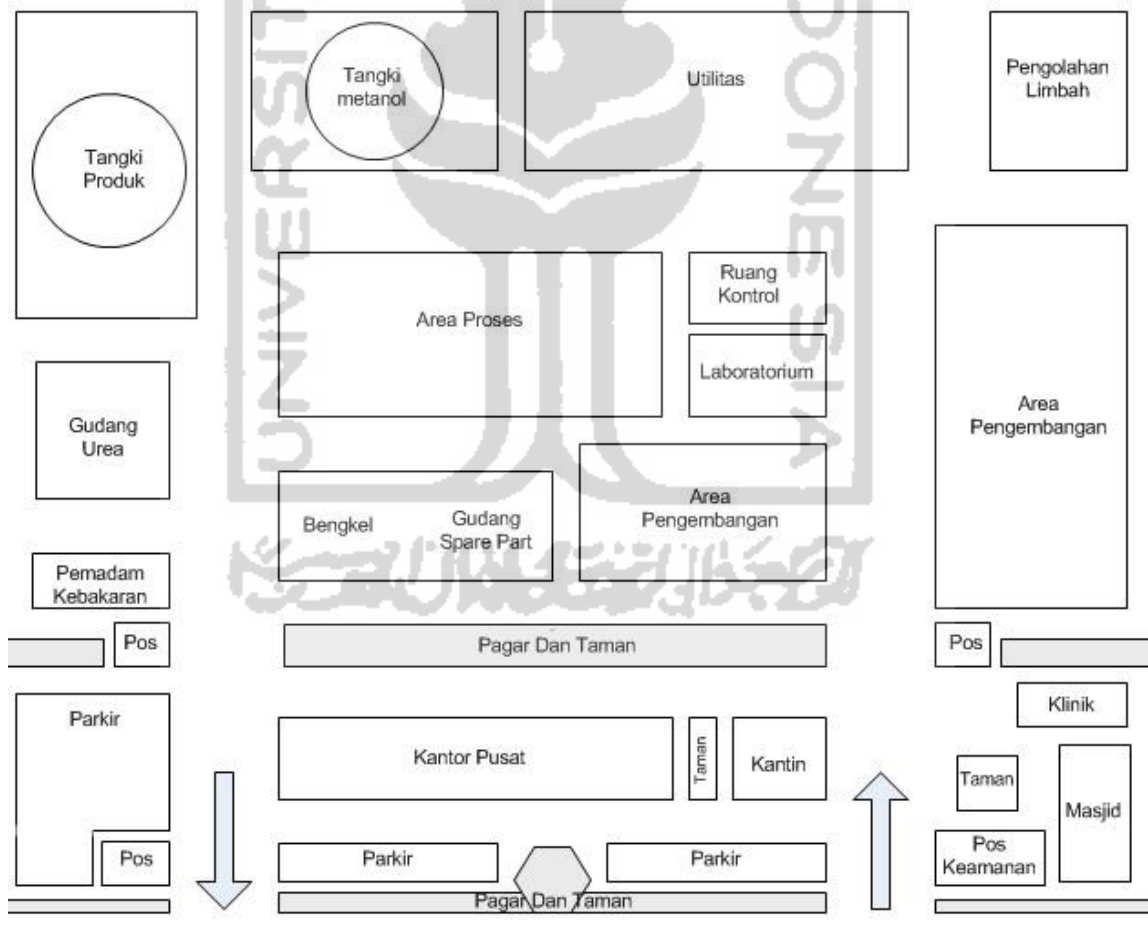
Selain hal-hal yang berpengaruh terhadap kegiatan produksi, pabrik juga harus mempertimbangkan aspek sosial dan kelestarian lingkungan sekitar. Salah satu faktor yang berkaitan dengan lingkungan sekitar adalah memperhatikan masalah pembuangan limbah hasil produksi. Perlu diperhatikan dengan baik terkait batas maksimal kandungan komponen berbahaya dari limbah yang dihasilkan. Maka dari itu, diperlukan adanya unit pengolahan limbah guna mengolah limbah hasil produksi agar tidak membahayakan lingkungan sekitar.

Rincian luas area pabrik ditunjukkan pada Tabel 4.1. dan tata letak pabrik (*plant layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.1.

Tabel 4.1. Tabel rincian luas area pabrik

No.	Penggunaan Lahan	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	50
2	Tempat parkir	1000
3	Kantor	1000
4	Kantin	200
5	Masjid	200
6	Poliklinik	100
7	Gudang urea	500
8	Bengkel dan gudang <i>spare part</i>	800
9	Pemadam kebakaran	200
10	Laboratorium	300
11	Daerah proses	1500

12	Ruang kontrol	250
14	Daerah utilitas	1500
15	Area pengembangan	5000
16	Unit pengolahan limbah	500
17	Taman dan jalan	2400
Luas bangunan		15500
Luas tanah		18000
Luas total		33500



Skala 1:1000

Gambar 4.1. *Plant layout* pabrik urea formaldehid

4.3. Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak mesin/alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang maksimum dari komponen-komponen fasilitas pabrik. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses, antara lain:

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Alur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan secara ekonomis yang cukup besar. Selain itu hal ini juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

4.3.2. Aliran Udara

Aliran udara perlu diperhatikan guna mencegah terjadinya stagnasi udara atau keadaan berhenti pada suatu tempat yang berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan. Selain itu, perlu juga diperhatikan aliran hembusan udara yang masuk.

4.3.3. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan yang memadai harus diadakan di seluruh area pabrik. Dan perlu ditambahkan pencahayaan pada tempat-tempat proses yang memiliki resiko tinggi.

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Hal ini perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak alat proses guna karyawan dapat mencapai alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Peralatan yang mengalami gangguan harus segera diperbaiki, maka dari itu keamanan dan keselamatan karyawan selama bekerja juga perlu diperhatikan dengan baik.

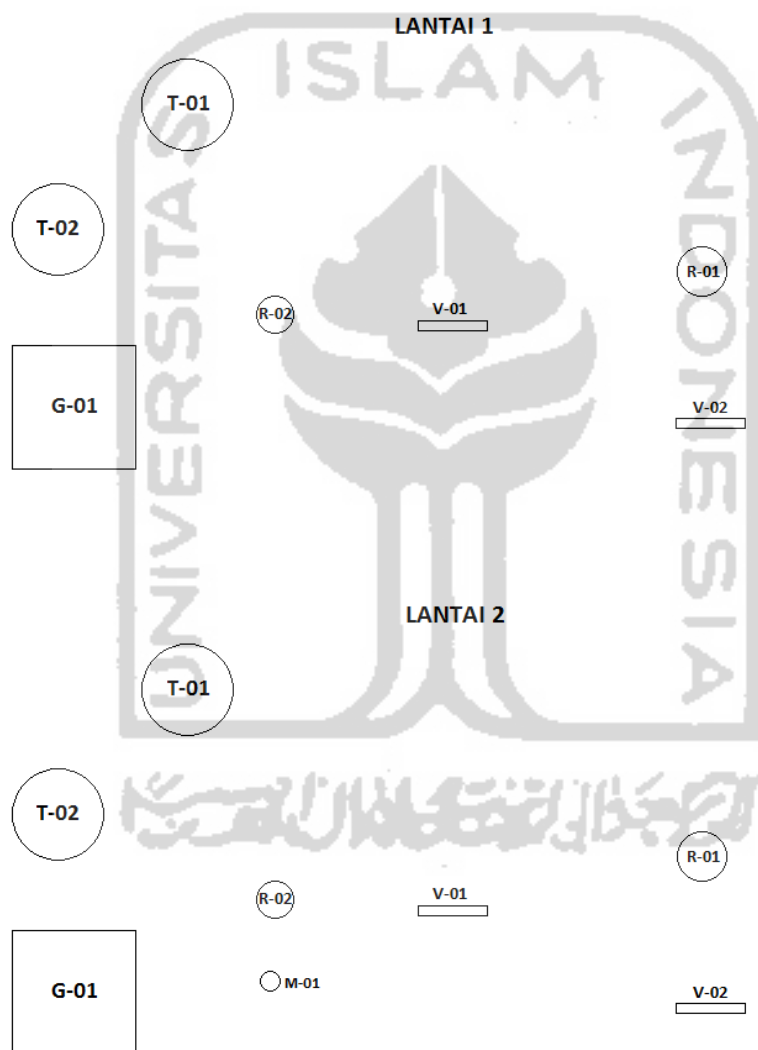
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

Dari pertimbangan ekonomi, diharapkan penataan letak alat proses dapat meminimalisir biaya operasi, namun tetap mengutamakan kelancaran dan keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan.

4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Untuk menghindari bahaya seperti ledakan atau kebakaran pada alat proses tertentu, maka alat proses dengan tekanan dan suhu operais yang tinggi sebaiknya dipisahkan atau diberi jarak lebih dari alat proses lainnya. Hal ini juga bertujuan agar tidak membahayakan alat proses lain yang berada di sekitarnya.

Tata letak mesin/alat proses (*machines layout*) ditunjukkan pada Gambar 4.2.



Skala 1:1000

Gambar 4.2. *Machines layout* pabrik urea formaldehid

4.4. Alir Proses dan Material

Hasil perhitungan neraca massa pada Perancangan Pabrik Urea Formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun ditunjukkan pada Tabel 4.2. sampai Tabel 4.9. Dan perhitungan neraca panas ditunjukkan pada Tabel 4.10 sampai Tabel 4.17.

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Tabel perhitungan neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
N ₂	13917,320	13511,961
O ₂	3699,541	1025,590
CH ₃ OH	4063,851	0
H ₂ O	652,210	3470,328
(NH ₂) ₂ CO	1199,910	55,380
CH ₂ O	0	606,345
CO	0	1832,922
UF1	0	1859,505
UF2	0	826,447
UF3	0	344,353
TOTAL	23532,831	23532,831

4.4.1.2. Neraca Massa Per Alat

Tabel 4.3. Tabel perhitungan neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus F4	Arus F5	Arus F6
CH ₃ OH	4063,851	41,049	41,049
O ₂	4104,900	0	1025,590
CH ₂ O	0	0	1846,015
H ₂ O	6,105	0	3470,328
N ₂	13511,961	0	13511,961
CO	0	0	1832,922
TOTAL	21727,865		21727,865

Tabel 4.4. Tabel perhitungan neraca massa reaktor (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus F6	Arus F9	Arus F10	Arus F11
CH ₂ O	1846,015		606,345	
H ₂ O	3470,328	646,105	646,105	2824,223
(NH ₂) ₂ CO		1199,910	55,380	
UF1	0	0	1859,505	
UF2	0	0	826,447	
UF3	0	0	344,353	
CH ₃ OH	41,049			41,049
O ₂	1025,590			1025,590
N ₂	13511,961			13511,961

CO	1832,922		1832,922
TOTAL	23573,880		23573,880

Tabel 4.5. Tabel perhitungan neraca massa *mixer* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus F7	Arus F8	Arus F9
(NH ₂) ₂ CO	1199,910	0	1199,910
H ₂ O	8,824	637,281	646,105
TOTAL	1846,015		1846,015

Tabel 4.6. Tabel perhitungan neraca massa *blower* (BL-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus F1	Arus F1
N ₂	13917,320	13917,320
O ₂	3699,541	3699,541
TOTAL	17616,861	17616,861

Tabel 4.7. Tabel perhitungan neraca massa *vaporizer* (V-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus F2	Arus F3
CH ₃ OH	4063,851	4063,851
H ₂ O	6,105	6,105
TOTAL	4069,966	4069,966

Tabel 4.8. Tabel perhitungan neraca massa *vaporizer* (V-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus F13	Arus F5	Arus F14
CH ₃ OH	41,049	41,049	0
H ₂ O	2824,223	0	2824,223
TOTAL	2865,272	2865,272	

Tabel 4.9. Tabel hasil perhitungan neraca massa *condenser* (CD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus F11	Arus F12	Arus F13
CH ₃ OH	41,049		41,049
H ₂ O	2824,223		2824,223
O ₂	1025,590	1025,590	
N ₂	13511,961	13511,961	
CO	1832,922	1832,922	
TOTAL	19235,746	19235,746	

4.4.2. Neraca Panas

4.4.2.1. Neraca Panas Total

Tabel 4.10. Tabel perhitungan neraca panas total

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
N ₂	6051104,326	5209406,726
O ₂	1126386,436	460166,383
CH ₃ OH	1278640,119	1255447,842
H ₂ O	1888383,109	3104327,558
(NH ₂) ₂ CO	606649,140	258617,801
CH ₂ O	187584,477	474478,384
CO	341056,132	652019,076
UF	0	309095,691
Q _{steam}	8911830,536	0
Q _{penguapan}	0	4885073,041
Q _{pelarutan}	299,977	0
Q _{pengembunan}	0	-6748212,883
Q _{pendinginan}	0	60777432,791
ΔH _R	53320934,453	3075016,295
TOTAL	73712868,706	73712868,706

4.4.2.2. Neraca Panas Per Alat

Tabel 4.11. Tabel perhitungan neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus F4	Arus F5	Arus F6
CH ₃ OH	1232901,484	2606,557	12453,550
H ₂ O	2452,805	0	1394288,388
O ₂	812560,005	0	203014,348
N ₂	3016083,065	0	3016083,065
CO	0	0	431335,696
CH ₂ O	0	0	474478,384
ΔH _R	53320934,453	0	0
Qpendingin	0	0	52855884,937
TOTAL		58387538,368	58387538,368

Tabel 4.12. Tabel perhitungan neraca panas reaktor (R-02)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus F6	Arus F9	Arus F10	Arus F11
CH ₃ OH	4923,497	0	0	4923,497
H ₂ O	551230,293	0	0	448602,328
O ₂	80261,486	0	0	80261,486
N ₂	1192404,933	0	0	1192404,933
CO	170528,066	0	0	170528,066
CH ₂ O	187584,477	0	0	0

(NH ₂) ₂ CO cair	0	284910,483	13149,715	0
H ₂ O cair	0	230526,855	230526,855	0
CH ₂ O cair	0	0	0	0
UF	0	0	309095,691	0
ΔH _R	0	0	3075016,295	0
Q _{steam}		2822138,776	0	0
TOTAL		5524508,865		5524508,865

Tabel 4.13. Tabel perhitungan neraca panas *mixer* (M-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus F7	Arus F8	Arus F9
(NH ₂) ₂ CO padat	321738,658	0	0
(NH ₂) ₂ CO cair	0	0	245468,086
H ₂ O	1666,021	120376,641	198613,211
Qpelarutan	299,977	0	0
TOTAL		444081,297	444081,297

Tabel 4.14. Tabel perhitungan neraca panas *blower* (BL-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus F1	Arus F1
N ₂	153276,217	153276,217
O ₂	650211,396	650211,396
TOTAL	803487,613	803487,613

Tabel 4.15. Tabel perhitungan neraca panas *vaporizer* (V-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus F2	Arus F3
CH ₃ OH	28672,128	1232901,484
H ₂ O	57,042	2452,805
Qpenguapan	0	4836367,129
Q _{steam}	6042992,248	0
TOTAL	6071721,418	6071721,418

Tabel 4.16. Tabel perhitungan neraca panas *vaporizer* (V-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus F13	Arus F5	Arus F14
CH ₃ OH gas	0	2606,557	0
CH ₃ OH cair	4612,957	0	0
H ₂ O cair	533471,124	0	533471,124

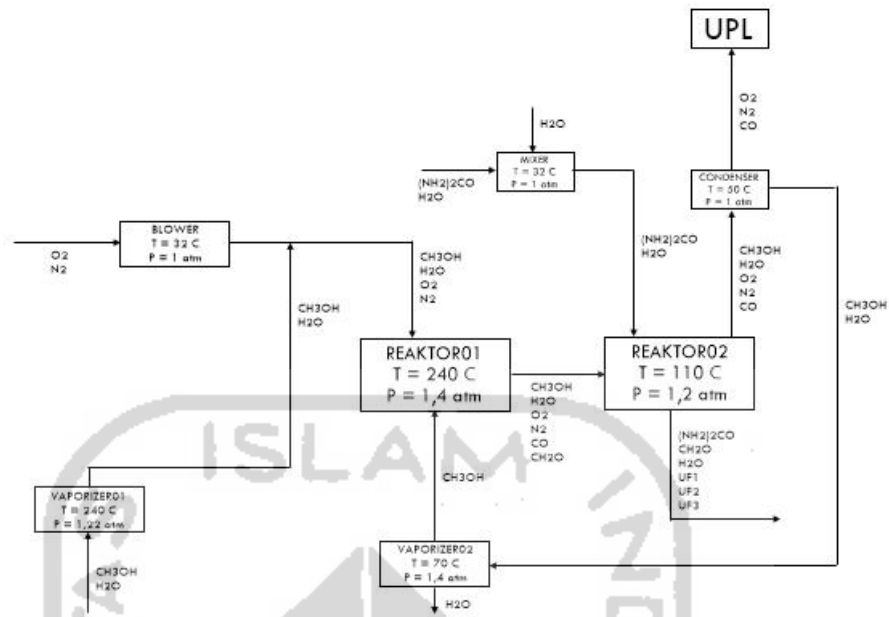
Qpenguapan	0	48705,912	0
Qsteam	46699,511	0	0
TOTAL	584783,593	584783,593	

Tabel 4.17. Tabel perhitungan neraca panas *condenser* (CD-01)

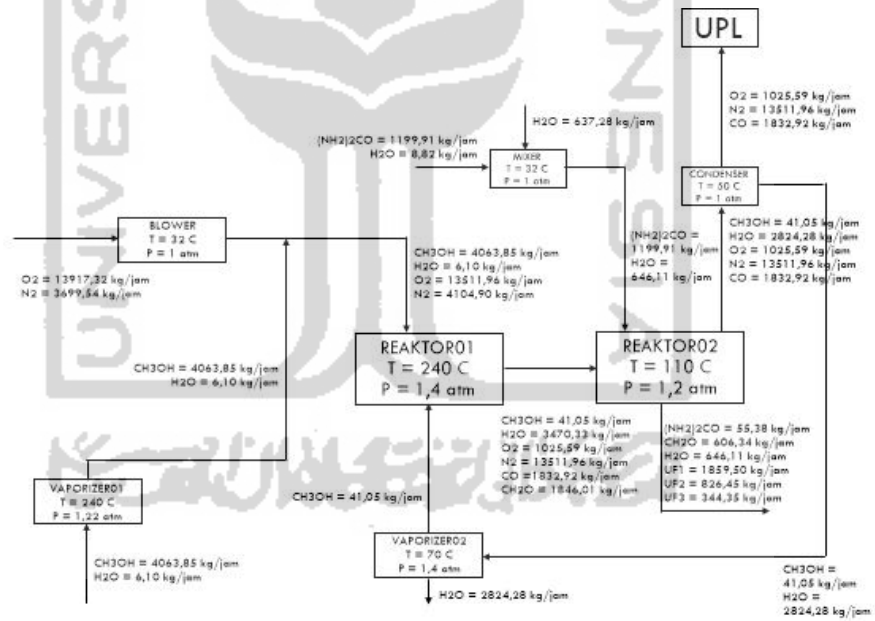
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus F11	Arus F12	Arus F13
CH ₃ OH gas	4923,497	0	0
CH ₃ OH cair	0	0	2562,754
H ₂ O gas	448602,328	0	0
H ₂ O cair	0	0	296372,847
CO	170528,066	50155,314	0
O ₂	80288,728	23614,332	0
N ₂	1192404,933	350707,333	0
Qpengembunan	0	-6748212,883	
Qpendinginan	0	7921547,855	
TOTAL	1896747,552	1896747,552	

4.4.3. Diagram Alir Proses

Diagram alir kualitatif dan kuantitatif dari Pabrik Urea Formaldehid dengan Kapasitas Produksi 30.000 ton/tahun ditunjukkan pada Gambar 4.3. dan Gambar 4.4.



Gambar 4.3. Diagram alir kualitatif pabrik urea formaldehid



Gambar 4.4. Diagram alir kuantitatif pabrik urea formaldehid

4.5. Unit Pendukung Proses (Utilitas)

Unit pendukung proses atau unit utilitas merupakan unit penunjang pelaksanaan proses produksi. Unit utilitas menyediakan bahan-bahan dan alat penggerak yang ada dalam proses produksi pabrik. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik urea formaldehid ini, meliputi:

1. Unit pengadaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit pembangkit listrik
4. Unit penyedia udara dan instrumen
5. Unit pengadaan bahan bakar

4.5.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Unit pengadaan dan pengolahan air ini dikenal dengan unit *Raw Water Treatment Plant* (RWTP). Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik.

4.5.1.1. Unit Pengadaan Air

Pada unit ini terjadi proses pengolahan air baku menjadi air bersih, karena air yang berasal dari alam masih banyak mengandung kotoran (*impurities*). *Impurities* yang terkandung dalam air ini terdiri dari *suspended solid* yaitu *impurities* yang tidak terlarut dan diproses pada proses klarifikasi serta *dissolved solid* yaitu *impurities* yang terlarut dan diproses pada proses demineralisasi.

Air baku yang diambil untuk memenuhi kebutuhan pabrik urea formaldehid ini diambil dari Sungai Bontang yang nantinya untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik, seperti:

1. Air pendingin

Pertimbangan digunakannya air pendingin sebagai media pendingin, antara lain:

- a. Air dapat diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar
- b. Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan
- c. Memiliki daya serap terhadap panas per satuan volume cukup tinggi
- d. Tidak terdekomposisi

Namun, terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- a. Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- b. Silika, karena dapat menyebabkan kerak
- c. Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi
- d. Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada *film corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba

2. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* dan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Berikut merupakan beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani air umpan *boiler*:

- a. Zat yang menyebabkan korosi

Beberapa kandungan dalam yang dapat menyebabkan korosi pada *boiler* adalah larutan asam dan gas-gas terlarut seperti CO_2 , O_2 dan NH_3 .

- b. Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Hal yang dapat menyebabkan kerak pada *boiler* adalah adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam karbonat dan silika.

3. Air sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan kantor seperti air minum, laboratorium dan rumah tangga. Beberapa syarat air sanitasi, antara lain:

- a. Suhu dibawah suhu udara luar
- b. Air jernih
- c. Tidak berbau
- d. Tidak berasa
- e. Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- f. Tidak beracun

4. Air proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area proses produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti:

- a. Air jernih
- b. Tidak berbau
- c. Tidak berasa
- d. Tidak mengandung zat organik dan anorganik

4.5.1.2. Unit Pengolahan Air

Untuk mendapatkan air bersih yang dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik, perlu dilakukan pengolahan air baku dari Sungai Bontang. Diadakannya pengolahan air baku ini karena air dari sumber masih mengandung kotoran seperti lumpur, tanah dan pengotor lainnya.

Mula-mula, air baku yang diperoleh dari Sungai Bontang dilewatkan di *screeener* lalu diumpankan di bak pengendap awal untuk mengendapkan kotoran seperti lumpur dan tanah yang masih terkandung dalam air. Kemudian air diinjeksikan *aluminium sulfat* di bak penggumpal. *Aluminium sulfat* berperan sebagai koagulan untuk menetralsir muatan negatif partikel yang berasal dari *suspended solid*, sehingga tidak saling tolak-menolak menjadi *pin floct*. Diinjeksikan

pula *caustic* yang berfungsi menetralkan pH air setelah injeksi *aluminium sulfate* agar pH air mencapai 6,4 hingga 6,7.

Pengolahan air ini melalui beberapa tahapan sebagai berikut:

1. *Clarifier*

Di *clarifier*, terjadi proses flokulasi yang merupakan proses penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok, sehingga dapat membentuk flok yang lebih berat untuk di-*blowdown*. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blowdown* secara berkala sesuai waktu yang ditentukan.

2. *Sand filter*

Air yang keluar dari *clarifier* selanjutnya dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau terbawa bersama air dari *clarifier*. Air yang telah melalui proses di *sand filter* dimasukkan ke dalam tangki penampung sementara. Air dalam tangki penampungan sementara ini dialirkan sebagai air proses, sebagai media pendingin, demineralisasi dan sebagiannya lagi digunakan untuk air keperluan umum atau air sanitasi.

3. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan proses menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* untuk memperoleh konduktivitas di bawah 0,3 ohm dan kandungan silika di bawah 0,2 ppm. Proses ini dilakukan karena air umpan *boiler* memerlukan air murni yang terbebas dari garam-garam murni terlarut.

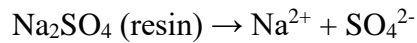
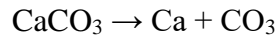
Tahapan yang dilalui untuk proses pengolahan air umpan *boiler* ini, yaitu:

a. *Kation exchanger*

Kation exchanger berisi resin pengganti kation. Kation yang terkandung dalam air seperti kalsium (Ca), magnesium (Mg), natrium (Na), potassium (K), mangan

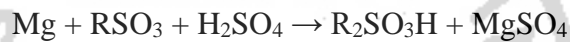
(Mn), besi (Fe) diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang keluar dari kation *exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

Reaksi yang terjadi dalam kation *exchanger*:



Kation resin ini perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat apabila dalam waktu tertentu telah mengalami jenuh.

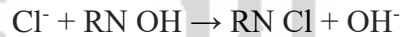
Dan reaksi yang terjadi:



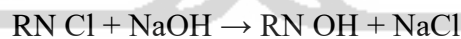
b. *Anionexchanger*

Anion exchanger bertugas mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin yang bersifat basa. Anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi yang terjadi pada anion *exchanger*:



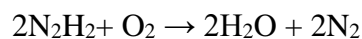
Anion resin ini perlu diregenerasikan kembali dengan natrium hidroksida apabila dalam waktu tertentu telah mengalami jenuh. Dan reaksi yang terjadi:



c. Daerasi

Pada tahap daerasi terjadi proses pembebasan air umpan *boiler d* dari oksigen (O₂). Air dari tahap demineralisasi (*polish water*) dialirkan ke daerator dan diinjeksikan *hydrazine* (N₂H₄) yang berfungsi mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga mencegah timbulnya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi yang terjadi pada daerator:



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan *boiler (boiler feed water)*.

4. *Cooling tower*

Proses yang terjadi pada *cooling tower* adalah pengolahan air panas menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Air dengan suhu sekitar 45°C dialirkan ke atas *cooling tower* dan dialirkan melalui distributor. Air akan mengalami evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer.

Air yang mengalami evaporasi di *cooling tower* akan sama jumlahnya dengan *flow make up water* yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan dengan udara akan turun menjadi 30°C.

4.5.1.3. Kebutuhan Air

Tabel 4.18. sampai Tabel 4.21. menunjukkan kebutuhan air pada pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun. Sedangkan diagram utilitas ditunjukkan pada Gambar 4.5.

1. Air pembangkit *steam*

Tabel 4.18. Tabel kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
HEATER	HE-01	2679,128
HEATER	HE-02	665,230
HEATER	HE-05	337,680
VAPORIZER	V-01	286,369
VAPORIZER	V-02	661,670
REAKTOR	R-02	14028,693
TOTAL		18658,769

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air *steam* adalah 22390,523 kg/jam.

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 22390,523 \text{ kg/jam} \\ &= 3358,578 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 22390,523 \text{ kg/jam} \\ &= 1119,526 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up water steam} &= \text{blowdown} + \text{steam trap} \\ &= 3358,578 \text{ kg/jam} + 1119,526 \text{ kg/jam} \\ &= 4478,105 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air proses

Tabel 4.19. Tabel kebutuhan air proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
MIXER	M-01	637,281
TOTAL		637,281

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air proses adalah 764,738 kg/jam.

3. Air pendingin

Tabel 4.20. Tabel kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
COOLER	HE-03	83050,224
COOLER	HE-04	41663,474
TOTAL		124713,698

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan air pendingin adalah 149656,438 kg/jam. Dengan *make up water* sebesar 1696,106 kg/jam.

4. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dengan asumsi kebutuhan air = 100liter/hari/orang

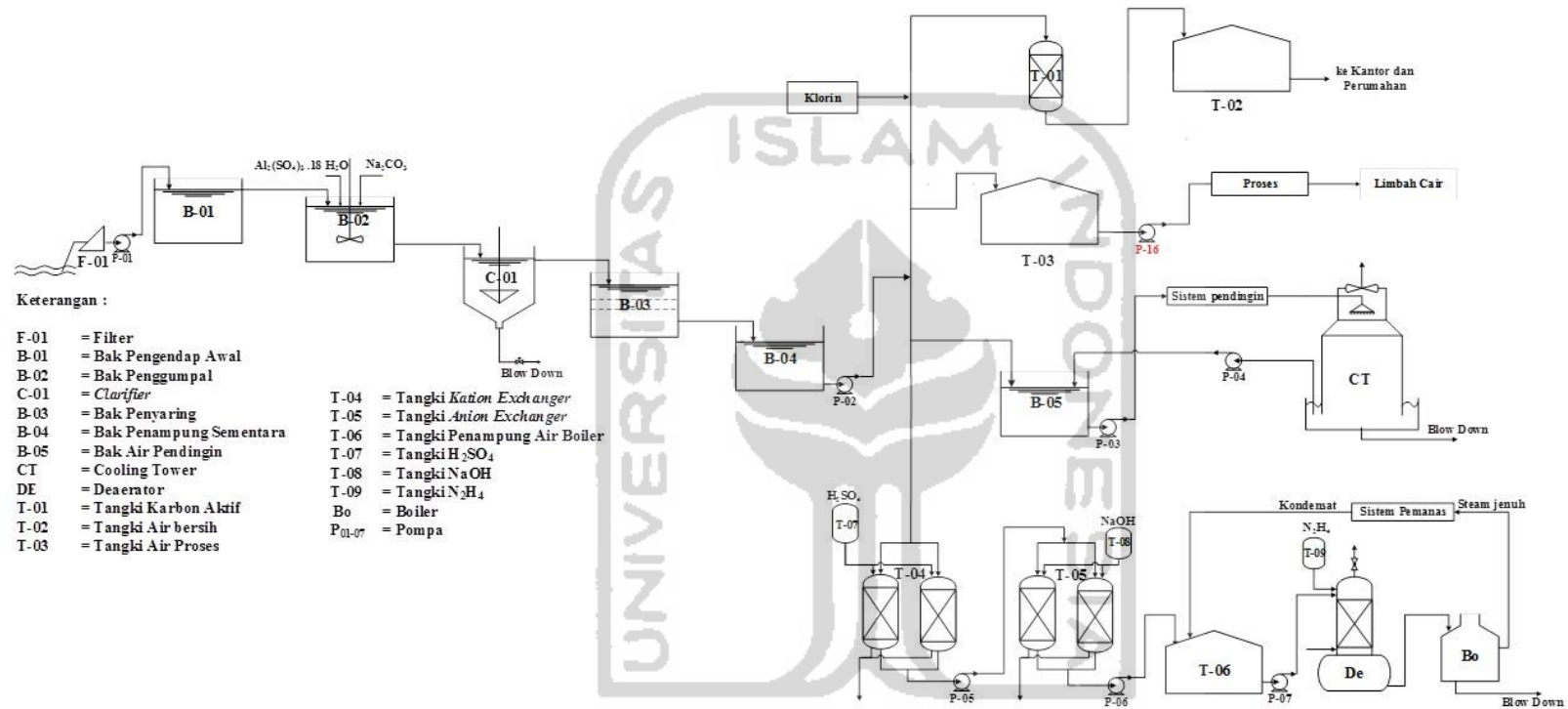
Tabel 4.21. Tabel kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air domestic	3866,153
<i>Service water</i>	1000
TOTAL	4866,153

Dari seluruh kebutuhan air di atas, maka total kebutuhan air adalah 177677,851 kg/jam.



Unit Pengolahan Air Industri



Gambar 4.5. Diagram utilitas pabrik urea formaldehid

4.5.2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* bertugas menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas. Jenis *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* pada suhu 300°C. Alat yang digunakan untuk menunjang kebutuhan *steam* dari pabrik urea formaldehid ini adalah *boiler* dengan spesifikasi:

Kapasitas : 22390,523 kg/jam

Jenis : *fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler ini dilengkapi dengan *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Sebelum masuk ke *boiler*, air yang diumpankan terlebih dahulu masuk ke *economizer*. Alat ini merupakan alat penukar panas memanfaatkan gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler* sebagai pemanasnya. Alat ini berfungsi menaikkan suhu air menjadi 150°C, kemudian baru selanjutnya air diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari *burner* digunakan untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Sebelum dibuang melalui cerobong asap, gas hasil pembakaran ini dimasukkan ke *economizer*, sehingga air dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api dan menyebabkan air mendidih. Uap air yang telah terkumpul dan mencapai tekanan 6 bar, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk selanjutnya didistribusikan ke area proses.

4.5.3. Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik bertugas menyediakan kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, elektronik, penerangan, dan fasilitas lainnya. Selain menggunakan sumber listrik dari PLN, pabrik juga menggunakan generator sebagai sumber listrik. Generator berfungsi untuk menjadi sumber listrik cadangan apabila sumber listrik dari PLN mengalami gangguan. Adapun generator yang digunakan adalah generator dengan arus bolak-balik, dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
 2. Tegangan dapat dinaikkan dan diturunkan sesuai kebutuhan
- Kebutuhan listrik pada pabrik urea formaldehid ini ditunjukkan pada Tabel 4.22.

Tabel 4.22. Tabel kebutuhan listrik pabrik urea formaldehid

Kebutuhan	Jumlah (kW/jam)
Alat proses	14,728
Alat utilitas	57,618
Penerangan dan barang elektronik	77
Laboratorium dan bengkel	40
Instrumentasi	10
TOTAL	199,345

4.5.4. Unit Penyedia Udara dan Instrumen

Unit penyedia udara dan instrumen bertugas memenuhi kebutuhan udara bersih yang diperoleh dari lingkungan sekitar. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Udara tekan biasanya digunakan untuk menggerakkan alat control yang bekerja secara *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan diperkirakan adalah 61,681 m³/jam dengan tekanan 6 bar.

4.5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertugas menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* dan generator.

Bahan bakar yang digunakan untuk *boiler* adalah *lignite coal* dengan kapasitas 310,65 m³/jam dan bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah *marine diesel fuel* dengan kapasitas 345,403 kg/jam.

Marine diesel fuel dipilih karena memiliki kandungan sulfur yang rendah, memiliki efisiensi hingga 80%, tetap berwujud cair saat suhu rendah.

4.5.6. Spesifikasi Alat Utilitas

4.5.6.1. Penyedia Air

1. Screener

Kode	: FU-01
Fungsi	: menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting, dan kotoran besar lainnya
Bahan	: aluminium
Ukuran	:
	Panjang : 10 ft
	Lebar : 8 ft
	Ukuran lubang: 1 cm

2. Bak Pengendap Awal/Sedimentasi

Kode	: BU-01
Fungsi	: mengendapkan kotoran tanah dan lumpur yang terbawa air
Bentuk	: bak persegi dengan beton bertulang
Kapasitas	: 213,395 m ³ /jam
Ukuran	:
	Panjang : 13,681 m
	Lebar : 6,841 m
	Tinggi : 6,841 m
Jumlah	: 1 buah

3. Bak Flokulator

Kode	: BU-02
Fungsi	: mengendapkan kotoran yang tidak terendap di bak sedimentasi dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran
Bentuk	: silinder tegak
Kapasitas	: 213,213 m ³ /jam
Ukuran	:
	Diameter : 6,476 m
	Tinggi : 6,476 m
Pengaduk	: <i>marine propeller 3 blade</i>
Diameter pengaduk	: 2,159 m
Motor penggerak	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

4. Tangki Larutan Alum

Kode	: TU-01
Fungsi	: menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk persiapan 1 minggu operasi yang diinjeksikan dalam bak penggumpal
Bentuk	: silinder vertikal
Kapasitas	: 0,774 m ³
Ukuran	:
	Diameter : 0,790 m
	Tinggi : 1,580 m
Jumlah	: 1 buah

5. Clarifier

Kode	: CLU-01
Fungsi	: mengendapkan gumpalan yang terbentuk di bak flokulator
Bentuk	: silinder vertical
Jenis	: <i>external solid recirculation clarifier</i>
Kapasitas	: 213,213 m ³ /jam
Ukuran	:
	Diameter : 6,476 m
	Tinggi : 6,476 m
Jumlah	: 1 buah

6. Sand Filter

Kode	: FU-02
Fungsi	: menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air
Bentuk	: bak persegi dengan lapisan pasir
Kapasitas	: 20,797 m ³
Ukuran	:
	Panjang : 3,465 m
	Lebar : 3,465 m
	Tinggi : 1,732 m
Jumlah	: 1 buah

7. Bak Penampung Sementara

Kode	: BU-03
Fungsi	: menampung sementara <i>raw water</i> yang telah disaring di <i>sand filter</i>
Bentuk	: bak persegi dengan beton bertulang dan dilapisi porselen
Kapasitas	: 177,678 m ³ /jam

Ukuran	:	
	Panjang	: 7,527 m
	Lebar	: 7,527 m
	Tinggi	: 3,763 m
Jumlah	:	: 1 buah

4.5.6.2. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinasi

Kode	:	TU-02
Fungsi	:	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Bentuk	:	tangka silinder berpengaduk
Kapasitas	:	3,866 m ³ /jam
Ukuran	:	
	Diameter	: 1,808 m
	Tinggi	: 1,808 m
Pengaduk	:	<i>marine propeller</i>
Diameter pengaduk	:	0,603 m
Motor penggerak	:	2 Hp
Jumlah	:	: 1 buah

2. Tangki Klorin

Kode	:	TU-03
Fungsi	:	menampung klorin untuk diinjeksikan ke tangki klorinasi
Bentuk	:	silinder vertikal
Kapasitas	:	0,000012 m ³
Ukuran	:	
	Diameter	: 0,118 m
	Tinggi	: 0,118 m
Jumlah	:	: 1 buah

3. Tangki Air Bersih

Kode	:	TU-04
Fungsi	:	menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Bentuk	:	silinder vertikal
Kapasitas	:	3,866 m ³ /jam
Ukuran	:	
		Diameter : 5,215 m
		Tinggi : 5,215 m
Jumlah	:	1 buah

4.5.6.3. Penyedia Air Proses

1. Tangki Penampungan Sementara Air Proses

Kode	:	TU-05
Fungsi	:	menampung sementara air untuk diumpankan ke <i>mixer</i>
Bentuk	:	silinder vertikal
Kapasitas	:	0,765 m ³ /jam
Ukuran	:	
		Diameter : 3,039 m
		Tinggi : 3,039 m
Jumlah	:	1 buah

4.5.6.4. Pengolahan Air Pendingin

1. *Cooling Tower*

Kode	:	CT-01
Fungsi	:	menampung sementara air untuk diumpankan ke <i>mixer</i>
Jenis	:	<i>inducted draft cooling tower</i>
Kapasitas	:	149,656 m ³ /jam
Ukuran	:	

	Panjang	: 4,849 m
	Lebar	: 4,849 m
	Tinggi	: 2,062 m
Jumlah		: 1 buah

2. *Blower Cooling Tower*

Kode	: BCT-01
Fungsi	: menghisap udara sekitar untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan
Motor penggerak	: 25 Hp
Jumlah	: 1 buah

4.5.6.5. Pengolahan Air Pemanas

1. *Kation Exchanger*

Kode	: KEU-01	
Fungsi	: menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation, seperti Ca dan Mg	
Bentuk	: silinder vertikal	
Kapasitas	: 22,391 m ³ /jam	
Ukuran	:	
	Diameter	: 1,640 m
	Tinggi	: 1,219 m
	Tebal	: 3/16 in
Jumlah		: 2 buah

2. *Anion Exchanger*

Kode	: AEU-01
------	----------

Fungsi : menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion, seperti Cl, SO₄, NO₃

Bentuk : silinder vertikal

Kapasitas : 22,391 m³/jam

Ukuran :

Diameter : 0,728 m

Tinggi : 1,219 m

Tebal : 3/16 in

Jumlah : 2 buah

3. Tangki Asam Sulfat

Kode : TU-07

Fungsi : menampung dan menyimpan larutan asam sulfat yang digunakan untuk meregenerasi kation *exchanger*

Bentuk : silinder vertikal

Kapasitas : 16,703 m³

Ukuran :

Diameter : 2,771 m

Tinggi : 2,771 m

Jumlah : 1 buah

4. Tangki Natrium Hidroksida

Kode : TU-08

Fungsi : menampung dan menyimpan larutan nitrogen hidroksida yang digunakan untuk meregenerasi anion *exchanger*

Bentuk : silinder vertikal

Kapasitas : 10,430 m³

Ukuran :
Diameter : 2,368 m
Tinggi : 2,368 m
Jumlah : 1 buah

5. Tangki Umpan Boiler

Kode : TU-09
Fungsi : mencampur kondensat sirkulasi dan *make up water* umpan boiler untuk menjadi *steam*

Bentuk : silinder vertikal
Kapasitas : 22,391 m³/jam
Ukuran :
Diameter : 9,365 m
Tinggi : 9,365 m
Jumlah : 1 buah

6. Daerator

Kode : DE-01
Fungsi : menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *feed water* yang menyebabkan kerak pada *boiler*

Bentuk : silinder vertikal
Kapasitas : 22,391 m³/jam
Ukuran :
Diameter : 3,247 m
Tinggi : 3,247 m
Jumlah : 1 buah

7. Tangki *Hydrazine*

Kode	: TU-10
Fungsi	: menyiapkan dan menyimpan larutan <i>hydrazine</i>
Bentuk	: silinder vertikal
Kapasitas	: 1,366 m ³
Ukuran	:
	Diameter : 1,203 m
	Tinggi : 1,203 m
Jumlah	: 1 buah

4.5.6.6. Pengolahan Steam

1. Boiler

Kode	: BLU-01
Fungsi	: menguapkan lewat jenuh keluar pompa lalu memanaskannya membentuk <i>saturated steam</i>
Jenis	: <i>fire tube boiler</i>
Kebutuhan <i>steam</i>	: 22390,523 kg/jam
Jumlah	: 1 buah

2. Tangki Bahan Bakar

Kode	: TU-11
Fungsi	: menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk kebutuhan <i>boiler</i>
Bentuk	: silinder vertikal
Kapasitas	: 310,694 m ³
Ukuran	:
	Diameter : 4,625 m
	Tinggi : 9,250 m
Jumlah	: 1 buah

4.5.6.7. Pengolahan Service Water

1. Tangki Service Water

Kode	: TS-01
Fungsi	: menampung air untuk kebutuhan <i>service water</i>
Jenis	: silinder vertikal
Kapasitas	: 1 m ³ /jam
Ukuran	:
	Diameter : 3,323 m
	Tinggi : 3,323 m
Jumlah	: 1 buah

4.5.6.8. Pompa Utilitas

1. Pompa 01

Kode	: PU-01
Fungsi	: mengalirkan air dari <i>screener</i> menuju bak pengendap awal/sedimentasi
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 918,199 gpm
Ukuran	:
	ID : 10,020 in
	SCH : 40
	IPS : 10 in
Daya pompa	: 3,171 Hp
Motor penggerak	: 5 Hp
Jumlah	: 2 buah

2. Pompa 02

Kode : PU-02
Fungsi : mengalirkan air dari bak pengendap awal/sedimentasi menuju bak flokulator

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 918,199 gpm

Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in

Daya pompa : 3,171 Hp

Motor penggerak : 5 Hp

Jumlah : 2 buah

3. Pompa 03

Kode : PU-03

Fungsi : mengalirkan air dari bak flokulator menuju *clarifier*

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 918,199 gpm

Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in

Daya pompa : 3,171 Hp

Motor penggerak : 5 Hp

Jumlah : 2 buah

4. Pompa 04

Kode : PU-04
Fungsi : mengalirkan air dari *clarifier* menuju *sand filter*
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 918,199 gpm
Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 3,171 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

5. Pompa 05

Kode : PU-05
Fungsi : mengalirkan air *sand filter* menuju bak air bersih
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 872,289 gpm
Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 2,973 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

6. Pompa 06

Kode : PU-06
Fungsi : mengalirkan air dari bak air bersih menuju area kebutuhan air

Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 918,199 gpm
Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 3,171 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

7. Pompa 07

Kode : PU-07
Fungsi : mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air pendingin
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 773,391 gpm
Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 2,662 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

8. Pompa 08

Kode : PU-08
Fungsi : mengalirkan air dari bak air pendingin menuju bak *cooling tower*
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 773,391 gpm

Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 2,662 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

9. Pompa 09

Kode : PU-09
Fungsi : mengalirkan air dari bak *cooling tower* menuju unit peralatan proses
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 773,391 gpm
Ukuran :
ID : 10,020 in
SCH : 40
IPS : 10 in
Daya pompa : 2,662 Hp
Motor penggerak : 5 Hp
Jumlah : 2 buah

10. Pompa 10

Kode : PU-10
Fungsi : mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki klorinasi
Jenis : *centrifugal pump*
Kapasitas : 19,979 gpm
Ukuran :
ID : 2,067 in
SCH : 40
IPS : 2 in

Daya pompa : 0,268 Hp
Motor penggerak : 0,5 Hp
Jumlah : 2 buah

11. Pompa 11

Kode : PU-11
Fungsi : mengalirkan air dari tangki klorinasi
menuju tangki air bersih

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 19,979 gpm

Ukuran :

ID : 2,067 in

SCH : 40

IPS : 2 in

Daya pompa : 0,268 Hp

Motor penggerak : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah

12. Pompa 12

Kode : PU-12

Fungsi : mengalirkan air dari tangki air bersih
menuju area kebutuhan domestik

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 19,979 gpm

Ukuran :

ID : 2,067 in

SCH : 40

IPS : 2 in

Daya pompa : 0,268 Hp

Motor penggerak : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah

13. Pompa 13

Kode : PU-13
Fungsi : mengalirkan air dari tangki air bersih pendingin menuju tangki *service water*

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 5,168 gpm

Ukuran :

ID : 1,049 in

SCH : 40

IPS : 1 in

Daya pompa : 0,146 Hp

Motor penggerak : 0,25 Hp

Jumlah : 2 buah

14. Pompa 14

Kode : PU-14

Fungsi : mengalirkan air dari tangki *service water* pendingin menuju area kebutuhan *service water*

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 5,168 gpm

Ukuran :

ID : 1,049 in

SCH : 40

IPS : 1 in

Daya pompa : 0,146 Hp

Motor penggerak : 0,25 Hp

Jumlah : 2 buah

15. Pompa 15

Kode	: PU-15
Fungsi	: mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation <i>exchanger</i>
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 115,709 gpm

Ukuran	:	ID	: 4,026 in
		SCH	: 40
		IPS	: 4 in
Daya pompa	: 0,776 Hp		
Motor penggerak	: 1 Hp		
Jumlah	: 2 buah		

16. Pompa 16

Kode	: PU-16
Fungsi	: mengalirkan larutan asam sulfat menuju tangki kation <i>exchanger</i>
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>

Kapasitas	: 0,447 gpm		
Ukuran	:	ID	: 1,049 in
		SCH	: 40
		IPS	: 1 in
Daya pompa	: 0,041 Hp		
Motor penggerak	: 0,083 Hp		
Jumlah	: 2 buah		

17. Pompa 17

Kode : PU-17
Fungsi : mengalirkan air dari tangki kation *exchanger* menuju tangki anion *exchanger*

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 115,709 gpm

Ukuran :

ID : 4,026 in

SCH : 40

IPS : 4 in

Daya pompa : 0,776 Hp

Motor penggerak : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

18. Pompa 18

Kode : PU-18

Fungsi : mengalirkan larutan natrium hidroksida menuju tangki anion *exchanger*

Jenis : *centrifugal pump*

Kapasitas : 0,285 gpm

Ukuran :

ID : 1,049 in

SCH : 40

IPS : 1 in

Daya pompa : 0,027 Hp

Motor penggerak : 0,05 Hp

Jumlah : 2 buah

19. Pompa 19

Kode	: PU-19
Fungsi	: mengalirkan air dari tangki anion <i>exchanger</i> menuju daerator
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 115,709 gpm

Ukuran	:	ID	: 4,026 in
		SCH	: 40
		IPS	: 4 in
Daya pompa	: 0,776 Hp		
Motor penggerak	: 1 Hp		
Jumlah	: 2 buah		

20. Pompa 20

Kode	: PU-20
Fungsi	: mengalirkan <i>hydrazine</i> menuju daerator
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>

Kapasitas	: 0,004 gpm		
Ukuran	:	ID	: 1,049 in
		SCH	: 40
		IPS	: 1 in
Daya pompa	: 0,00018 Hp		
Motor penggerak	: 0,05 Hp		
Jumlah	: 2 buah		

21. Pompa 21

Kode	: PU-21
Fungsi	: mengalirkan air dari daerator menuju <i>boiler</i>
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 115,709 gpm
Ukuran	:
	ID : 4,026 in
	SCH : 40
	IPS : 4 in
Daya pompa	: 0,776 Hp
Motor penggerak	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan menurut badan hukum dibedakan menjadi empat, yaitu:

1. Perusahaan perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggungjawab penuh terhadap keberhasilan perusahaan.
2. Persekutuan firma, modal dapat dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggungjawab perusahaan didasari dengan perjanjian yang pendiriannya berdasarkan dengan aktenotaris.
3. Persekutuan komanditer (*Commanditaire Venootshaps*) yang biasa disingkat dengan CV terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masingnya memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modalnya dan bertanggungjawab sebatas dengan modal yang dimasukan saja).
4. Perseroan terbatas (PT), modal diperoleh dari penjualan saham untuk mendirikan perusahaan, pemegang saham bertanggungjawab sebesar modal yang dimiliki.

Dengan pertimbangan beberapa hal di atas, maka pada prarancangan pabrik urea formaldehid ini direncanakan bentuk perusahaannya sebagai berikut:

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan usaha : industri urea formaldehid

Lokasi perusahaan : Bontang, Kalimantan Timur

Beberapa alasan yang melandasi dipilihnya bentuk perusahaan tersebut, antara lain:

1. Kemudahan mendapatkan modal

Pendapatan modal yang besar dan mudah dilaksanakan dapat dilakukan dengan penjualan saham. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

2. Wewenang dan tanggungjawab pemegang saham terbatas

Hal ini membuat kelancaran produksi karena hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain

Pemilik perusahaan merupakan para pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan merupakan manajer beserta jajarannya yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin

Hal ini dapat menjamin kelangsungan perusahaan karena pergantian pemegang saham, manajer maupun jajarannya di perusahaan tidak akan mempengaruhi.

5. Efektivitas manajemen

Dewan komisaris dan manajer dapat dipilih oleh para pemegang saham dari orang yang ahli dan berpengalaman.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akte notaris berdasar undang-undang hukum dagang
2. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham
3. Biasanya modal ditentukan dalam akte pendirian dan terdiri dari saham-saham
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh pemegang saham
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan undang-undang pemburuhan

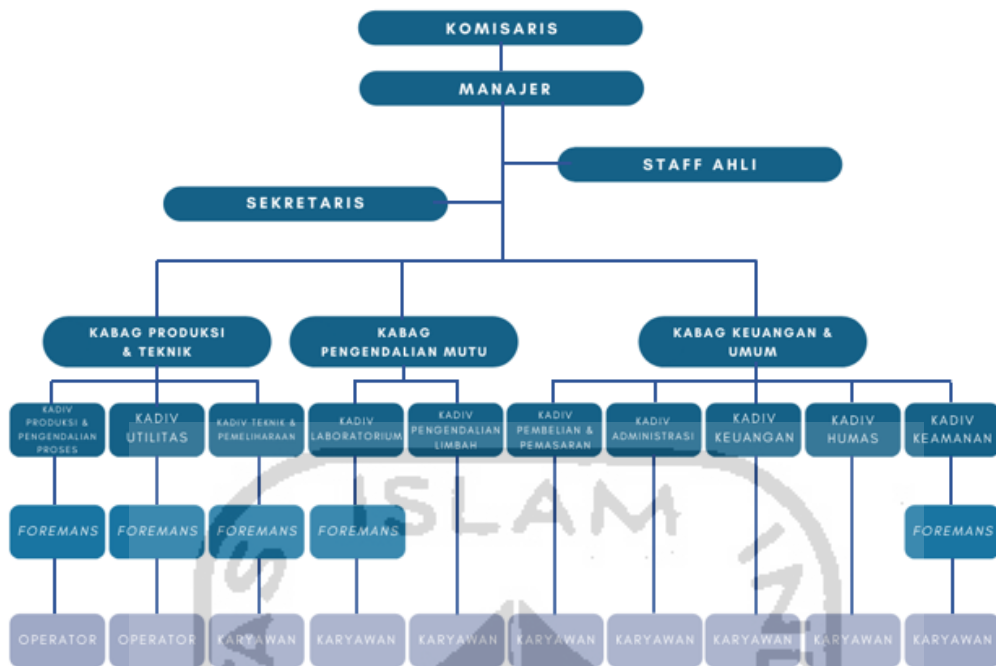
4.6.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan yang dipilih pada prarancangan pabrik urea formaldehid ini adalah system *line and staff*. Dimana garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebalikan dalam pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional. Sehingga, dengan sistem ini, karyawan hanya akan bertanggungjawab kepada atasan saja. Kemudian dibentuk juga staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya guna mencapai kelancaran produksi. Staff ahli bertugas memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line and staff* ini terbagi menjadi dua, yaitu:

- a. Sebagai garis atau *line* merupakan orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan
- b. Sebagai *staff* merupakan orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional

Dalam melaksanakan tugas sehari-harinya, para pemegang saham diwakilkan oleh dewan komisaris. Sedangkan untuk menjalankan perusahaan diwakilkan oleh manajer perusahaan beserta jajarannya. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.6.



Gambar 4.6. Struktur organisasi perusahaan

4.6.3. Tugas dan Wewenang

4.6.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham dianggap pemilik perusahaan.

Kekuasaan tertinggi Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Berikut ini adalah tugas dan wewenang pemegang saham:

1. Mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan manajer.
3. Mengadakan rapat umum minimal setahun sekali.

4.6.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan wakil dari pemegang saham untuk melaksanakan tugas sehari-hari, maka dewan komisaris bertanggungjawab penuh kepada pemilik saham. Tugas dan wewenang dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi pendanaan dan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas manajer.
3. Membantu manager mengerjakan tugas penting.

4.6.3.3. Manajer

Manajer merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab penuh kepada dewan komisaris atas perkembangan perusahaan. Tugas dan wewenang manajer, antara lain:

1. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan.
2. Bertanggungjawab kepada pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
3. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan.
4. Menjaga kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
5. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
6. Mengkoordinir kerjasama antara kepala bagian produksi dan teknik, dan kepala bagian keuangan dan umum.

4.6.3.4. Staff Ahli

Staff ahli merupakan tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugas, dalam hal teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggungjawab kepada manajer sesuai dengan keahlian masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli, antara lain:

1. Memberikan bantuan pikiran dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses pabrik, perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

4.6.3.5. Kepala Bagian

Kepala bagian merupakan pimpinan dari kepala divisi dan bertanggungjawab kepada manajer. Kepala bagian terdiri dari 3 bagian, yaitu: produksi dan teknik, pengendalian mutu dan keuangan dan umum.

Tugas dan wewenang kepala bagian produksi dan teknik, meliputi:

1. Bertanggungjawab atas kelancaran produksi dan perawatan pabrik.
2. Mengkoordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala divisi.

Tugas dan wewenang kepala bagian pengendalian mutu, meliputi:

1. Bertanggungjawab atas kualitas dari bahan baku yang akan diolah dan produk yang siap untuk dipasarkan.
2. Mengkoordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala divisi.

Tugas dan wewenang kepala bagian keuangan dan umum, meliputi:

1. Bertanggungjawab atas siklus pembelian bahan baku, bahan penunjang seperti katalis dan pendukung proses lainnya.
2. Bertanggungjawab atas pemasaran produk.
3. Mengkoordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala divisi.

4.6.3.6. Kepala Divisi

Kepala divisi merupakan pelaksana kerja dalam bidangnya masing-masing sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian. Kepala divisi bertanggungjawab menyelesaikan pekerjaan kepada kepala bagiannya masing-masing.

4.6.3.7. Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian yang dimilikinya. Berikut merupakan tiga golongan status karyawan, antara lain:

1. **Karyawan Tetap**
Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.
2. **Karyawan Harian**
Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan berhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.
3. **Karyawan Borongan**
Karyawan borongan merupakan karyawan yang digunakan oleh pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

4.6.4. Jabatan dan Keahlian

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan menyesuaikan jabatan dan tanggungjawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar antara Sarjana (S1) sampai lulusan SMP. Tabel 4.23. berikut ini menggambarkan rincian jabatan dan keahlian karyawan yang sesuai dengan struktur organisasi.

Tabel 4.23. Tabel jabatan dan jenjang pendidikan karyawan

Jabatan	Jenjang Pendidikan
Komisaris	Sarjana semua jurusan
Manajer	Sarjana semua jurusan
Staff ahli	Sarjana teknik kimia/mesin/elektro
Kepala bagian produksi & teknik	Sarjana teknik kimia/mesin/elektro

Kepala bagian pengendalian mutu	Sarjana teknik kimia/analisis kimia
Kepala bagian administrasi dan umum	Sarjana ekonomi/fisip/hukum
Kepala divisi produksi & pengendalian proses	Sarjana teknik kimia
Kepala divisi utilitas	Sarjana teknik kimia
Kepala divisi teknik & pemeliharaan	Sarjana teknik mesin/elektro
Kepala divisi laboratorium	Sarjana/diploma III teknik kimia/analisis kimia
Kepala divisi pengendalian limbah	Sarjana teknik kimia
Kepala divisi pembelian & pemasaran	Sarjana/diploma III ekonomi
Kepala divisi administrasi	Sarjana/ diploma III kesekretariaan
Kepala divisi keuangan	Sarjana/diploma III ekonomi
Kepala divisi humas	Sarjana/diploma III fisip/hukum
Kepala divisi keamanan	Satuan pengamanan
<i>Foreman</i>	Diploma III
Operator dan karyawan	SMK/SMU
Sekretaris	Akademi sekretaris
Dokter	Dokter
Perawat	Akademi keperawatan/diploma III

Sopir	SD/SMP/SMU
<i>Cleaning service</i>	SD/SMP/SMU

4.6.5. Jumlah Karyawan

Agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien, maka perhitungan jumlah karyawan harus dilakukan secara tepat. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses maupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat dilihat pada Tabel 4.24.

Tabel 4.24. Tabel jumlah karyawan

Jabatan	Jumlah Orang/Shift	Jumlah Total
Komisaris		1
Manajer		1
Staff ahli		2
Kepala bagian produksi & teknik		1
Kepala bagian pengendalian mutu		1
Kepala bagian administrasi dan umum		1
Kepala divisi produksi & pengendalian proses		1
Kepala divisi utilitas		1
Kepala divisi teknik & pemeliharaan		1
Kepala divisi laboratorium		1
Kepala divisi pengendalian limbah		1
Kepala divisi pembelian & pemasaran		1

Kepala divisi administrasi		1
Kepala divisi keuangan		1
Kepala divisi humas		1
Kepala divisi keamanan		1
<i>Foreman</i> proses	1	4
Operator proses	5	20
<i>Foreman</i> utilitas	1	4
Operator utilitas	3	12
<i>Foreman</i> Teknik	1	4
Operator Teknik	2	8
<i>Foreman</i> laboratorium	1	4
Karyawan laboratorium	2	8
<i>Foreman</i> keamanan	1	4
Karyawan keamanan	8	32
Karyawan pembelian & pemasaran		2
Karyawan administrasi		2
Karyawan keuangan		2
Karyawan humas		4
Sekretaris		1
Dokter	1	2
Perawat	2	4
Sopir		4

<i>Cleaning service</i>		10
TOTAL		148

4.6.6. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik urea formaldehid ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur, digunakan untuk perawatan dan *shut down*. Berikut adalah dua golongan pembagian jam kerja karyawan:

4.6.6.1. Karyawan Non Shift

Karyawa non shift merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan non shift meliputi manajer, staff ahli, kepala bidang, kepala divisi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian bekerja selama 5 hari selama seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam kerja : Senin – Jumat pukul 07.00 – 16.00

Jam istirahat : Senin – Kamis pukul 12.00 – 13.00

Jumat pukul 11.30 – 13.30

4.6.6.2. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang menangani secara langsung proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam, dengan pembagian shift sebagai berikut:

Shift pagi : pukul 07.00 – 15.00

Shift siang : pukul 15.00 – 23.00

Shift malam : pukul 23.00 – 07.00

Karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu memiliki tiga hari kerja dan satu hari libur. Untuk hari libur atau hari besar yang

ditetapkan pemerintah, regu yang masuk tetap harus masuk bekerja melaksanakan kewajibannya. Tabel jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada Tabel 4.25.

Tabel 4.25. Tabel jadwal kerja regu karyawan shift

Regu Hari	I	II	III	IV
1	P	S	M	L
2	P	S	L	M
3	P	L	S	M
4	L	P	S	M
5	M	P	S	L
6	M	P	L	S
7	M	L	P	S
8	L	M	P	S
9	S	M	P	L
10	S	M	L	P

Keterangan:

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

4.6.7. Ketenagakerjaan

4.6.7.1. Cuti Tahunan

Karyawan memiliki hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Apabila dalam kurun waktu satu tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan, maka hak untuk tahun tersebut dianggap hilang.

4.6.7.2. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (non shift), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

1. dari jam kerjanya dengan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Daftar gaji karyawan perusahaan ini ditunjukkan pada Tabel 4.26.

Tabel 4.26. Tabel daftar gaji karyawan

Jabatan	Gaji/bulan
Komisaris	Rp 40.000.000
Manajer	Rp 25.000.000
Kepala bagian	Rp 20.000.000
Dokter	Rp 10.000.000
Staff ahli	Rp 15.000.000
Kepala divisi	Rp 10.000.000
Foreman	Rp 6.000.000
Operator/karyawan shift	Rp 4.500.000
Sekretaris	Rp 5.000.000
Karyawan non shift	Rp 5.000.000
Supir	Rp 3.500.000
<i>Cleaning service</i>	Rp 3.500.000
Perawat	Rp 5.000.000
Keamanan & fire	Rp 3.500.000

4.6.8. Fasilitas Karyawan

Untuk meningkatkan produktifitas karyawan, perusahaan menyediakan fasilitas yang memadai. Adanya fasilitas dalam perusahaan diharapkan dapat menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan, meliputi:

1. Poliklinik
Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produk pabrik. Poliklinik yang disediakan, ditangani oleh dokter dan perawat.
2. Pakaian kerja
Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesejukan antarkaryawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker sebagai alat pengaman kerja.
3. Makan dan minum
Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali sehari oleh perusahaan, yang direncanakan akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk perusahaan.
4. Koperasi
Untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok, perlengkapan rumah tangga dan kebutuhan lainnya, disediakan koperasi karyawan.
5. Tunjangan hari raya (THR)
THR diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.
6. Jamsostek
Perusahaan menyediakan jamsostek sebagai asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan.
7. Tempat ibadah
Tempat ibadah yang disediakan perusahaan yaitu masjid, guna karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.
8. Transportasi
Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi para karyawan yang tidak

menggunakan transportasi pribadi yaitu *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

9. Hak cuti

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan meliputi dua cuti, antara lain:

- a. Cuti tahunan, yang diberikan kepada karyawan setiap tahunnya selama 12 hari.
- b. Cuti masal, yang diberikan kepada karyawan saat hari raya Idul Fitri selama 4 hari.

4.7. Evaluasi Ekonomi

Untuk memperkirakan apakah suatu pabrik yang didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak, perlu dilakukan evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik. Beberapa hal yang diperhitungkan dalam evaluasi ekonomi meliputi, kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang didapat, lama modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas saat total biaya produksi sama dengan keuntungan yang didapatkan.

Faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi, antara lain:

1. *Return of Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Namun, ada beberapa hal yang perlu dipikirkan sebelum melakukan analisa terhadap kelima faktor di atas, seperti:

1. Penentuan modal industri (*Fixed capital investment*)
 - a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
 - b. Modal kerja (*working capital investment*)

2. Penentuan total biaya produksi (*Total production cost*)
 - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
3. Pendapatan modal
4. Penentuan titik impas

Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas, adalah sebagai berikut:

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

4.7.1. Perkiraan Harga Alat

Setiap tahunnya, harga alat yang menunjang proses produksi pabrik selalu mengalami perubahan karena terpengaruh kondisi ekonomi. Harga peralatan proses produksi pada tahun rencana pendirian pabrik yaitu tahun 2025 ditentukan menggunakan index harga alat pada tahun tersebut. Index harga pada tahun analisa yaitu tahun 2020 dapat ditentukan menggunakan regresi linear terhadap index harga tahun sebelumnya, seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.27.

Tabel 4.27. Tabel index harga alat

Tahun	Index
1987	324,000
1988	343,000
1989	355,000
1990	356,000
1991	361,300
1992	358,200
1993	359,200
1994	368,100
1995	381,100
1996	381,700

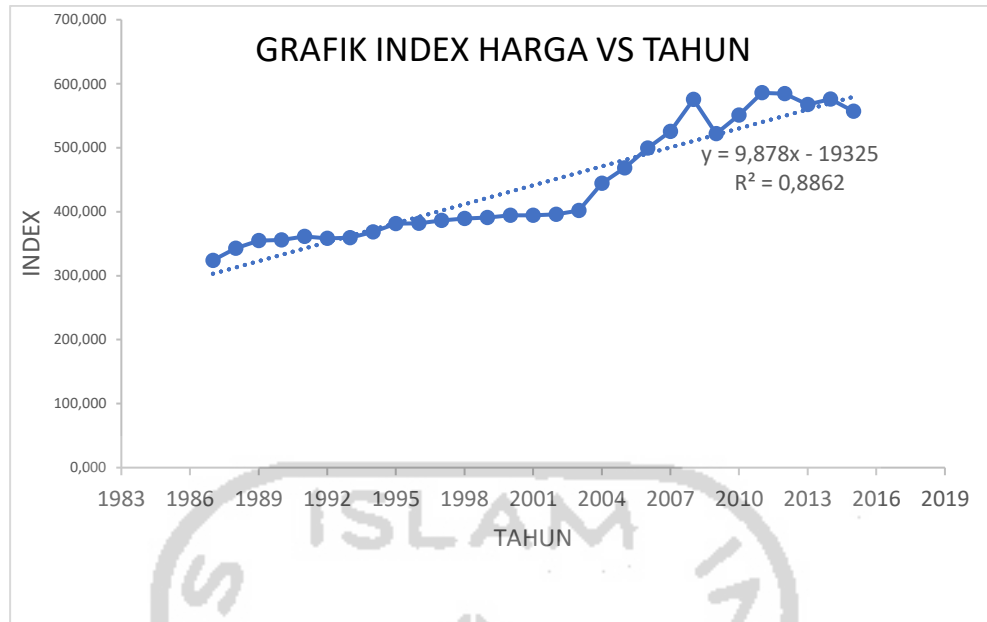
1997	386,500
1998	389,500
1999	390,600
2000	394,100
2001	394,300
2002	395,600
2003	402,000
2004	444,200
2005	468,200
2006	499,600
2007	525,400
2008	575,400
2009	521,900
2010	550,800
2011	585,700
2012	584,600
2013	567,300
2014	576,100
2015	556,800

(Sumber: chemengonline.com/pci)

Berdasarkan data di atas, diperoleh persamaan regresi linear:

$$y = 9,878x - 19325$$

Rencana pendirian pabrik urea formaldehid dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini adalah tahun 2025. Dengan mengganti nilai x menjadi 2025 menggunakan persamaan di atas, maka diperoleh index harga pada tahun 2025 (y) adalah 677,950. Grafik hubungan antara tahun dan index harga ditunjukkan pada Gambar 4.7.



Gambar 4.7. Grafik index harga VS tahun

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainnya menggunakan referensi dari situs www.matche.com. Persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat pada tahun evaluasi yaitu:

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny}$$

(Sumber: Aries & Newton, 1955)

Keterangan:

Ex = harga pembelian pada tahun x

Ey = harga pembelian pada tahun referensi

Nx = index harga pada tahun pembelian

Ny = index harga pada tahun referensi

4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik = 30.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Tahun pendirian pabrik = 2025

Kurs mata uang = US\$ 1 = Rp 15.000

4.7.3. Perhitungan Biaya

4.7.3.1. *Capital Investment*

Capital investment merupakan pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk operasi pabrik.

Capital investment meliputi:

a. *Fixed capital investment*

Fixed capital investment merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working capital investment*

Working capital investment merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk. *Manufacturing cost* berdasarkan Aries & Newton terdiri dari:

a. *Direct cost*

Direct cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dalam pembuatan produk.

b. *Indirect cost*

Indirect cost merupakan biaya pengeluaran tidak langsung dalam pembuatan produk.

c. *Fixed manufacturing cost*

Fixed manufacturing cost merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan *initial fixed capital investment*. Biaya ini selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Sehingga, biaya ini bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.3.3. *General Expenses*

General expenses atau pengeluaran umum merupakan biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*.

4.7.4. Analisa Kelayakan

Analisa atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik, dilakukan untuk mengetahui keuntungan yang dapat diperoleh. Sehingga, kelayakan pendirian pabrik ini dapat ditentukan sebagai faktor apakah pabrik yang didirikan atau tidak. Dalam melakukan analisa kelayakan, terdapat beberapa komponen yang harus diperhitungkan, meliputi:

4.7.4.1. *Percent Return of Investment (ROI)*

Return of investment merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dan tingkat investasi yang dikeluarkan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *percent return of investment* adalah:

$$\% ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

4.7.4.2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini dilakukan untuk mengetahui berapa tahun modal investasi yang dilakukan akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *pay out time* adalah:

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}}$$

4.7.4.3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *discounted cash flow rate of return* adalah:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Keterangan:

FC = *fixed capital*

WC = *working capital*

SV = *salvage value*

C = *cash flow*

(keuntungan setelah pajak + depresiasi + *finance*)

n = umur pabrik = 10 tahun

i = nilai DCFR

4.7.4.4. **Break Even Point (BEP)**

Break even point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami untung maupun rugi. Kondisi ini dimana kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan mengalami kerugian apabila beroperasi di bawah nilai BEP, dan sebaliknya pabrik akan mengalami keuntungan apabila beroperasi di atas nilai BEP. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *break even point* adalah:

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa = *annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Va = *annual variable value* pada produksi maksimum

Sa = *annual sales value* pada produksi maksimum

4.7.4.5. **Shut Down Point (SDP)**

Shut down point merupakan level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi lebih tinggi daripada untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

4.7.5. Hasil Perhitungan

4.7.5.1. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed capital investment merupakan nilai dari penjumlahan dari *direct plant cost*, *contractor's fee* dan *contingency*. Nilai *contractor's fee* diperoleh dari 6% nilai *direct plant cost* dan nilai *contingency* diperoleh dari 10% nilai *direct plant cost*. Rincian penentuan nilai *fixed capital investment* ditunjukkan pada Tabel 4.28. sampai Tabel 4.30.

Tabel 4.28. Tabel perhitungan *physical plant cost* (PPC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Purchased equipment cost</i>	68.176.763.165	4.545.118
<i>Delivered equipment cost</i>	17.044.190.791	1.136.279
<i>Installation cost</i>	29.316.008.161	1.954.401
<i>Piping cost</i>	58.632.016.322	3.908.801
<i>Instrumentation cost</i>	20.453.028.950	1.363.535
<i>Insulation cost</i>	5.454.141.053	363.609
<i>Electrical cost</i>	6.817.676.317	454.512
<i>Building cost</i>	46.500.000.000	3.100.000
<i>Land & yard improvement</i>	45.000.000.000	3.000.000
TOTAL PPC	297.393.824.759	19.826.255

Tabel 4.29. Tabel perhitungan *direct plant cost* (DPC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Physical plant cost</i>	297.393.824.759	19.826.255
<i>Engineering & construction</i>	59.478.764.952	3.965.251

TOTAL DPC	356.872.589.711	23.791.506
-----------	-----------------	------------

Tabel 4.30. Tabel perhitungan *fixed capital investment* (FCI)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct plant cost</i>	356.872.589.711	23.791.506
<i>Contractor's fee</i>	21.412.355.383	1.427.490
<i>Contingency</i>	35.687.258.971	2.379.151
TOTAL FCI	413.972.204.065	27.598.147

4.7.5.2. Total Production Cost (TPC)

Total production cost merupakan nilai dari penjumlahan dari *manufacturing cost* dan *general expenses*. Rincian penentuan nilai *total production cost* (TPC) ditunjukkan pada Tabel 4.31, sampai Tabel 4.33.

Tabel 4.31. Tabel perhitungan *manufacturing cost* (MC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct manufacturing cost</i>	326.721.512.226	21.781.434
<i>Indirect manufacturing cost</i>	29.759.760.000	1.983.984
<i>Fixed manufacturing cost</i>	49.676.664.488	3.311.778
TOTAL MC	406.157.936.714	27.077.196

Tabel 4.32. Tabel perhitungan *general expenses* (GE)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	12.184.738.101	812.316
<i>Sales expense</i>	20.307.896.836	1.353.860

<i>Research</i>	15.434.001.595	1.028.933
<i>Finance</i>	18.102.215.663	1.206.814
TOTAL GE	66.028.852.195	4.401.923

Tabel 4.33. Tabel perhitungan *total production cost* (TPC)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing cost</i>	406.157.936.714	27.077.196
<i>General expenses</i>	66.028.852.195	4.401.923
TOTAL PC	472.186.788.909	31.479.119

4.7.5.3. *Fixed Cost (Fa)*

Fixed cost (Fa) merupakan nilai dari penjumlahan *depreciation*, *property taxes* dan *insurance*. Rincian penentuan nilai *fixed cost* ditunjukkan pada Tabel 4.34.

Tabel 4.34. Tabel perhitungan *fixed cost* (Fa)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	41.397.220.406	2.759.814
<i>Property taxes</i>	4.139.722.041	275.981
<i>Insurance</i>	4.139.722.041	275.981
TOTAL Fa	49.676.664.488	3.311.776

4.7.5.4. *Variable Cost (Va)*

Variable cost (Va) merupakan nilai dari penjumlahan *raw material*, *packaging&shipping*, *utilities* dan *royalties &patents*. Rincian penentuan nilai *variable cost* ditunjukkan pada Tabel 4.35.

Tabel 4.35. Tabel perhitungan *variable cost* (Va)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw material</i>	227.446.614.887	15.163.108
<i>Packaging & shipping</i>	27.900.000.000	1.860.000
<i>Utilities</i>	36.013.254.912	2.400.884
<i>Royalties & patents</i>	27.900.000.000	1.860.000
TOTAL Va	319.259.869.799	21.283.992

4.7.5.5. *Regulated Cost* (Ra)

Regulated cost (Ra) merupakan nilai dari penjumlahan gaji karyawan, *payroll overhead*, *supervision*, *plant overhead*, laboratorium, *general expenses*, *maintenance* dan *plant supplies*. Rincian penentuan nilai *regulated cost* ditunjukkan pada Tabel 4.36.

Tabel 4.36. Tabel perhitungan *regulated cost* (Ra)

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Gaji karyawan	1.771.200.000	118.080
<i>Payroll overhead</i>	354.240.000	23.616
<i>Supervision</i>	265.680.000	17.712
<i>Plant overhead</i>	1.328.400.000	88.560
Laboratorium	177.120.000	11.808
<i>General expenses</i>	66.028.852.195	4.401.923
<i>Maintenance</i>	28.978.054.285	1.931.870
<i>Plant supplies</i>	4.346.708.143	289.781
TOTAL Ra	103.250.254.623	6.883.350

4.7.5.6. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan atau *profit* merupakan selisih nilai total penjualan produk dengan total biaya produksi. Rincian nilai keuntungan adalah sebagai berikut:

Total penjualan produk (Sa)	= Rp 558.000.000.000
Total biaya produksi	= Rp 472.186.788.909
Pajak keuntungan	= 22% (Sumber: www.pajak.go.id)
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 85.813.211.091
Keuntungan setelah pajak	= Rp 66.934.304.650

4.7.5.7. Analisa Kelayakan

- a. *Percent return of investment* (% ROI)

$$\% ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 20,729\%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 16,169\%$$

- b. *Payout time* (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 3,3 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 3,8 \text{ tahun}$$

- c. *Break even point* (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100$$

dengan:

$$Fa = \text{Rp } 49.676.664.488$$

$$Va = \text{Rp } 319.259.869.799$$

$$Ra = \text{Rp } 103.250.254.623$$

$$\text{Diperoleh BEP} = 48,450\%$$

- d. *Shut down point* (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

$$SDP = 18,608\%$$

e. *Discounted cash flow rate (DCFR)*

$n = 10$ tahun

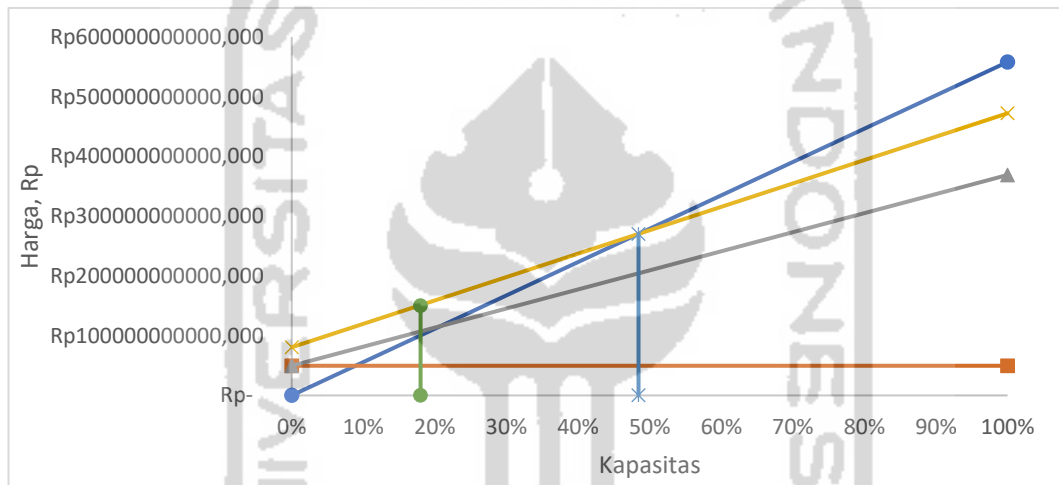
$SV = \text{Rp } 41.397.220.406$

$FC = \text{Rp } 413.972.204.065$

$WC = \text{Rp } 491.138.579.093$

Diperoleh DCFR = 10,5%

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, grafik pada Gambar 4.9. menunjukkan bahwa Pabrik Urea Formaldehid dengan Kapasitas Produksi 30.000 ton/tahun layak didirikan.



Gambar 4.8. Grafik BEP dan SDP

BAB V PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Kesimpulan yang diperoleh dari perancangan Pabrik Urea Formaldehid dengan kapasitas Produksi 30.000 ton/tahun ini adalah sebagai berikut:

1. Latar belakang pendirian pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun ini adalah meningkatnya kegiatan ekspor produk dari Indonesia ke negara lain dan banyaknya kebutuhan produk urea formaldehid di dalam maupun luar negeri. Maka, pendirian pabrik ini diharapkan dapat meningkatkan devisa negara melalui proses ekspor ke negara luar. Selain itu, dapat membuka lapangan pekerjaan baru guna mengurangi angka pengangguran.
2. Proses yang dipilih dalam perancangan pabrik urea formaldehid ini adalah proses DB western, dengan pertimbangan proses ini menghasilkan produk dengan konversi tinggi dan umur katalis yang lebih panjang dari proses lainnya.
3. Pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun merupakan perusahaan dengan bentuk Perseoran Terbatas (PT). direncanakan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur dengan luas tanah keseluruhan 33.500 m² dan luas bangunan 15.500 m². Jumlah karyawan pada pabrik ini sebanyak 148 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
4. Pabrik urea formaldehid dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik beresiko rendah (*low risk*) bila ditinjau dari segi proses, sifat bahan baku dan kondisi operasi.
5. Hasil perhitungan analisa aspek ekonomi atau evaluasi ekonomi, diperoleh data sebagai berikut:
 - a. Keuntungan sebelum pajak adalah sebesar Rp 85.813.211.091 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 66.934.304.650 per tahun, dengan asumsi pajak adalah sebesar 22% (Sumber: www.pajak.go.id).

- b. Persentase *return of investment* (ROI) sebelum pajak adalah sebesar 20,729% dan ROI setelah pajak adalah sebesar 16,169%. Nilai ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik *low risk* adalah sebesar 11%. (Aries & Newton, 1955)
- c. *Payout time* (POT) sebelum pajak adalah sebesar 3,3 tahun dan POT setelah pajak adalah sebesar 3,8 tahun. Nilai POT sebelum pajak maksimum untuk pabrik *low risk* adalah sebesar 5 tahun. (Aries & Newton, 1955)
- d. Nilai titik impas atau *break even point* (BEP) adalah sebesar 48,450%. Nilai BEP untuk *chemical industry* adalah sebesar 40-60%. (Aries & Newton, 1955)
- e. Nilai *shut down point* (SDP) adalah sebesar 18,608%. Nilai SDP pada umumnya adalah $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955)
- f. Nilai *discounted cash flow rate* (DCFR) adalah sebesar 10,5%. Nilai DCFR minimum adalah lebih besar dari 1,5% dari bunga bank (Bank Indonesia = 4,5%), yaitu 6,75%.

Dari beberapa data yang disimpulkan di atas, menunjukkan bahwa Pabrik Urea Formaldehid dengan Kapasitas Produksi 30.000 ton/tahun memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan, sehingga perlu dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.

5.2. Saran

Beberapa konsep dasar yang perlu dipahami untuk meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik, terutama pabrik kimia adalah sebagai berikut:

1. Produksi limbah merupakan salah satu hal yang berkaitan dengan perancangan pabrik kimia. Sehingga, limbah pabrik kimia diharapkan dapat dilakukan pengolahan lebih baik lagi dan dapat semakin berkembang untuk menghasilkan pabrik yang lebih ramah lingkungan.
2. Seiring dengan berkembangpesatnya industri-industri di dalam maupun luar negeri, kebutuhan urea formaldehid sebagai bahan baku dan bahan pendukung di beberapa industri semakin meningkat. Maka, realisasi

pendirian pabrik urea formaldehid perlu dilakukan untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang.



DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba Group. Harga Produk dan Bahan Baku. <https://www.alibaba.com>.
- Aries, R.S and Newton, R.D. 1955.*Chemical Engineering Cost Estimation*.New York: Mc Graw Hill Book Co Inc.
- Badan Pusat Statistik. 2013-2018. *Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri Impor-Ekspor*. Jakarta: BPS.
- Branan, C.R.2002. *Rules of Thumb for Chemical Engineers (3rd edition)*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Brown, G.G. 1978.*Unit Operation*.New York: Modern Asia Edition, John Willey and Sons Inc.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1979.*Process Equipment Design*. New York: John Willey and Sons Inc.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F.2002.*Chemical Engineering:Particle Technology and Separation Processes(Vol. 2,5th edition)*. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Engineering Toolbox. Sifat Bahan. <https://www.engineeringtoolbox.com>.
- Faith, W.L, Keyes, D.B and Clerk, R.L 1965.*Industrial Chemicals (3rd edition)*.New York: Mc Graw Hill Book Co Inc.
- Foust, A.S. 1980.*Principles of Unit Operation(2nd edition)*.New York: John Willey and Sons Inc.

Froment and Bischoff. 1985.*Chemical Reactor Analysis and Design*. New York: John Willey and Sons Inc.

Geankoplis, Christie J. 1993.*Transport Processes and Unit Operations (3rd edition)*. New Jersey: Prentice Hall.

Kern, D.Q. 1950.*Process Heat Transfer*. Tokyo: International Student Edition, Mc Graw Hill Book Ltd.

Kirk R.E. and Othmer, D.F. 1993. *Encyclopedia of Chemical Technology (Vol. 16, 4th edition)*. New York: A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co.

Ludwig, E.E. 1977. *Applied Process Design for Chemical Petrochemical Plants (2nd edition)*. Texas: Gulf Publishing Co.

Matches. Harga Alat. <https://www.matches.com>.

Mc Cabe, W.L and Smith, H.C. 1967.*Unit Operation of Chemical Engineering*. New York: Mc Graw Hill Book Co Inc.

Mc Ketta, J. John and Cunningham, D.F. 1988.*Encyclopedia of Chemical Processing and Design (Vol. 29)*. New York and Basel: Marcel Dekker Inc.

Meyer, Beat. 1979.*Urea Formaldehyde Resins*. Canada: Addison Wesley Publishing Co Inc.

Direktorat Jendral Pajak. Pajak Pendapatan di Indonesia. <https://www.pajak.go.id>

Perry, H.J. 1997.*Chemical Engineers Handbook (7th edition)*. Tokyo: Mc Graw Hill Book Co, Kogakusha Company Ltd.

Peter, M.S and Timmerhaus, K.D. 1991.*Plant Design and Economic for Chemical Engineering(4th edition)*. Tokyo: Mc Graw Hill Book Co Inc.

Rase, H.F.1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant (3th edition)*. New York: John Wiley & Sons.

Rase,H.F., and Barrow M.H. 1957.*Project Engineering of Process Plant*. New York: John Wiley and Sons, Inc.

Skeist, Irving. 1977.*Handbook Of Adhesives (2nd edition)*. New York: Van Nostrand Reinhold Company.

Smith, J.M and Van Ness. 2001.*Introduction of Chemical Engineering Thermodynamics (6th edtion)*. Singapore: Mc Graw Hill Book Co.

Ullmans, Barbara Elvers. 1988.*Encyclopedia of Industrial Chemistry (Vol. A-11, Completely Edition)*. New York: John Willey and Sons Inc.

Ulrich, G.D. 1984.*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics (2nd edition)*. New York: John Willey and Sons Inc.

Wallas, Stanley. 1959.*Reaction Kinetics for Chemical Engineers*. Tokyo: Mc Graw Hill Book Co Ltd.

Yaws, C.L. 1999.*Chemical Properties Handbook*. USA: Mc Graw Hill Book Co Inc.

LAMPIRAN



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Ichsan Yanuar
 No. MHS : 16521143
2. Nama Mahasiswa : Trisna Wardhani
 No. MHS : 16521155
- Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID
 KAPASITAS 30 000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 29 Maret 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	Senin, 4 Oktober 2019	Penentuan judul & kapasitas perancangan	<i>[Signature]</i>
2	Selasa, 23 Oktober 2019	Fiksasi judul & kapasitas, diagram alir & reaksi	<i>[Signature]</i>
3	Selasa, 19 November 2019	Neraca massa	<i>[Signature]</i>
4	Jumat, 22 November 2019	Neraca massa	<i>[Signature]</i>
5	Jumat, 20 Des 2019	Neraca panas	<i>[Signature]</i>
6	Senin, 6 Jan 2020	Perhitungan alat besar	<i>[Signature]</i>
7	Jenin, 27 Jan 2020	Fiksasi perhitungan alat besar	<i>[Signature]</i>
8	Jumat, 14 Feb 2020	Fiksasi perhitungan alat kecil, perhitungan alat besar	<i>[Signature]</i>
9	Rabu, 11 Maret 2020	Perhitungan utilitas & ekonomi	<i>[Signature]</i>
10	Jumat, 20 Maret 2020	Naskah & PEPD	<i>[Signature]</i>
11	Minggu, 22 Maret 2020	Fiksasi naskah (bimbingan online)	<i>[Signature]</i>
12	Jumat, 29 Maret 2020	Pengesahan naskah	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 27 MARET 2020

Pembimbing,

[Signature]

Farham H. M. Saleh, Dr., Ir., MSIE.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Ichsan Yanuar
No. MHS : 16521143
2. Nama Mahasiswa : Trisna Wardhani
No. MHS : 16521155
- Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 29 Maret 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	Senin, 25 Nov 2019	Neraca Massa	/
2	Rabu, 11 Des 2019	Neraca Massa	/
3	Jumat, 13 Des 2019	Neraca Panas	/
4	Kamis, 19 Des 2019	Neraca Panas	/
5	Senin, 23 Des 2019	Neraca Panas	/
6	Jumat, 27 Des 2019	Reaktor	/
7	Selasa, 7 Jan 2020	Reaktor	/
8	Jumat, 10 Jan 2020	Perhitungan alat besar lainnya	/
9	Senin, 13 Jan 2020	Perhitungan alat besar : vaporizer, mixer	/
10	Selasa, 21 Jan 2020	Perhitungan alat kecil : conveyor, elevator, feeder	/
11	Senin, 10 Feb 2020	Perhitungan HE & Pompa	/
12	Jumat, 14 Feb 2020	Perhitungan HE & Pompa	/

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 27 MARET 2020

Pembimbing,

Lucky Wahyu N.S., S.T., M.Eng.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok


- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Ichsan Yanuar
No. MHS : 16521143
2. Nama Mahasiswa : Trisna Wardhani
No. MHS : 16521155
- Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK UREA FORMALDEHID
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019

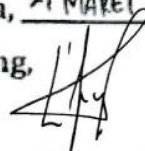
Batas Akhir Bimbingan : 29 Maret 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	Kamis, 20 Feb 2020	Perhitungan utilitas & alat utilitas	
14	Selasa, 25 Feb 2020	Perhitungan alat utilitas	
15	Kamis, 5 Maret 2020	Perhitungan ekonomi	
16	Rabu, 11 Maret 2020	Perhitungan ekonomi & penyusunan neraca	
17	Selasa, 17 Maret 2020	Revisi neraca & PFD	
18	Senin, 23 Maret 2020	Revisi neraca & PFD	
19	Senin, 27 Maret 2020	Pengesahan neraca	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 27 MARET 2020

Pembimbing,

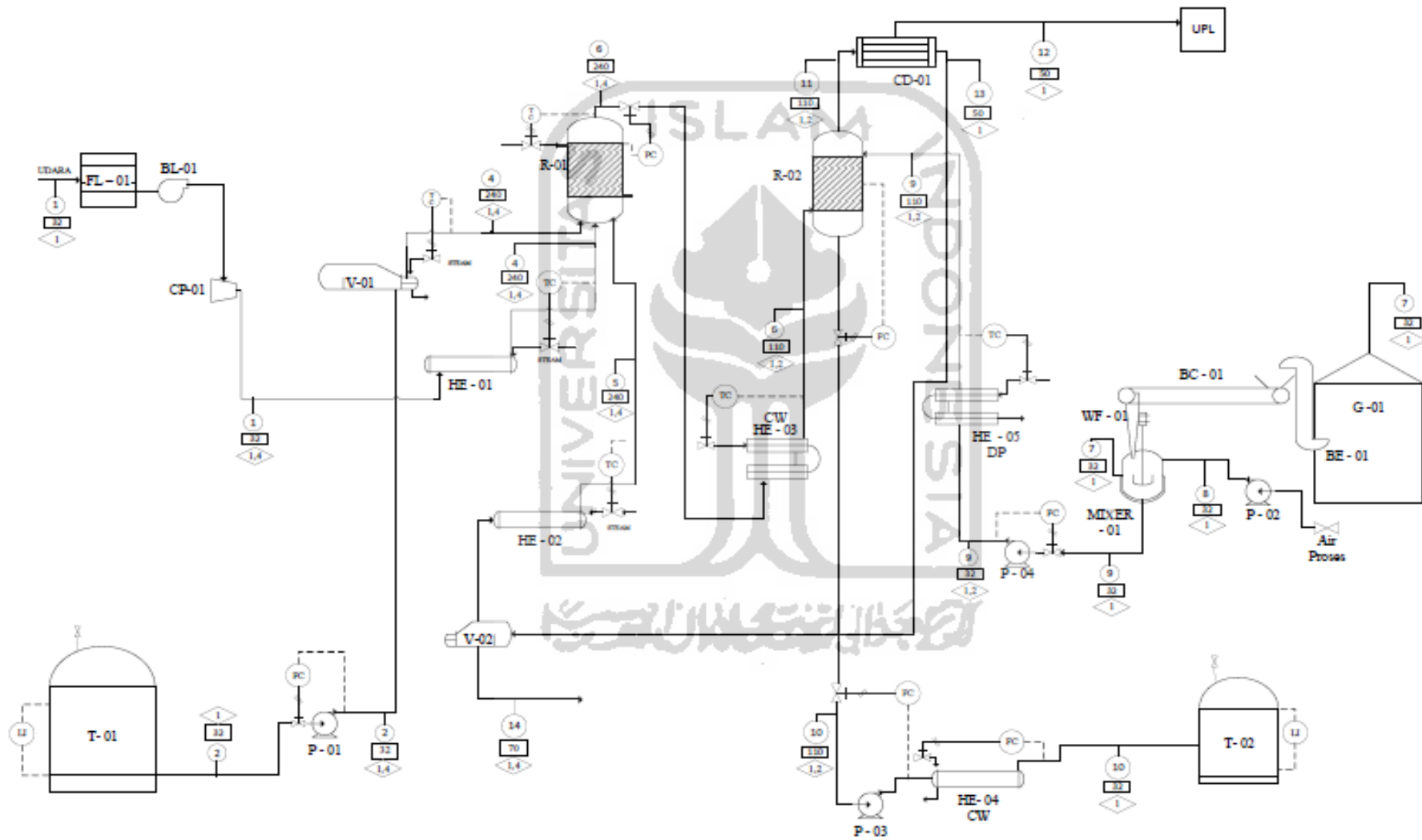


Lucky Wahyu N. S., S.T., M.Eng.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK UREA FORMALDEHID PROSES DB WESTERN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

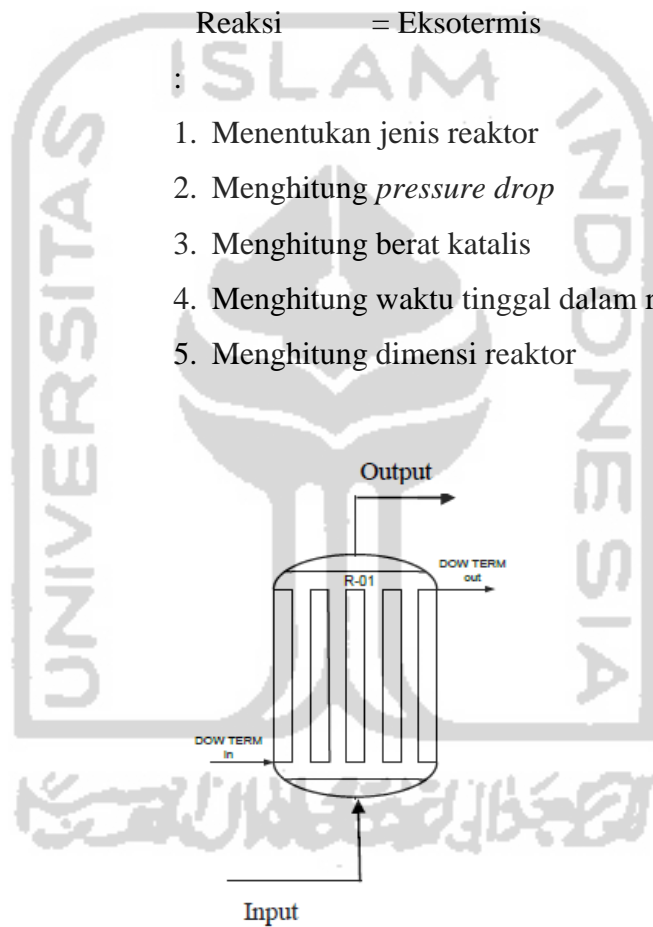


REAKTOR 01

Jenis : reaktor *fixed bed multitube*
Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara metanol dan oksigen menjadi formaldehid
Kondisi operasi : Suhu = 240°C
Tekanan = 1,4 atm
Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung *pressure drop*
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menghitung dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:

Reaksi utama : $\text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CHOH} + \text{H}_2\text{O}$

Reaksi samping : $\text{CHOH} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$

1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

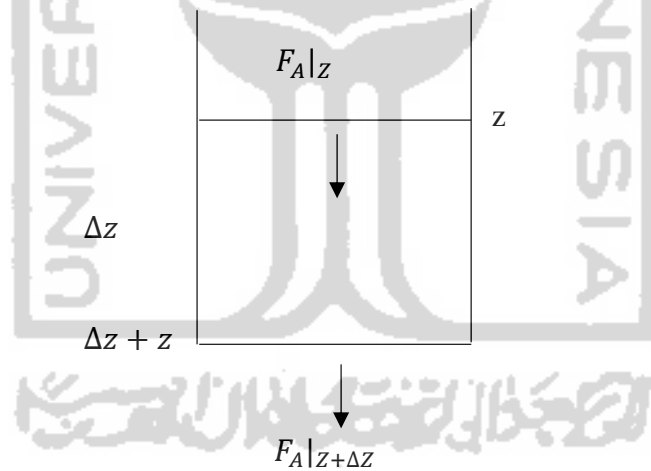
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan-persamaan matematis reaktor

- Neraca massa

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa CH_3OH pada elemen volume:

Input – output – yang bereaksi = 0



Input – output – yang bereaksi = 0

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A)\Delta v = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

$\Delta v = \text{volume gas di antara katalis pada elemen volume}$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

Dimana $F_A = -F_{AO}(1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{AO} \Delta X_A$$

$$F_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{AO}}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{AO}}$$

Dimana:

$$\frac{dX_A}{dZ} = \text{perubahan konversi per satuan panjang}$$

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

$$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k C_A C_B$$

$$Z = \text{tinggi tumpukan katalis}$$

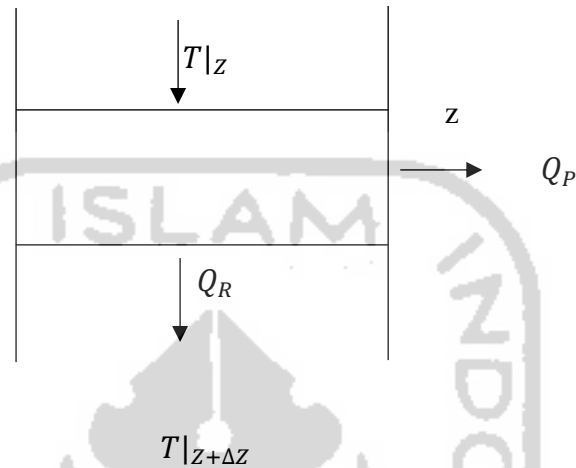
$$D_i = \text{diameter dalam pipa}$$

Komposisi berdasarkan perhitungan kapasitas:

Input	Massa (kg/jam)	Output	Massa (kg/jam)
CH ₂ O	0,000	CH ₂ O	606,345
H ₂ O	652,210	H ₂ O	3470,328
CO(NH ₂) ₂	1199,910	CO(NH ₂) ₂	55,380
UF1	0,000	UF1	1859,505
UF2	0,000	UF2	826,447
UF3	0,000	UF3	344,353
CH ₃ OH	4063,851	CH ₃ OH	0,000
O ₂	3699,541	O ₂	1025,590

N ₂	13917,320	N ₂	13511,961
CO	0,000	CO	1832,922

b. Neraca panas elemen volume



Dengan:

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Q_R = panas reaksi

Input – output = akumulasi

$$\Sigma m. Cp. (T|_z - T_o) - [(\Sigma m. Cp)(T|_{z+\Delta Z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m. Cp. (T|_z - T|_{z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$\Sigma m. Cp. (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A$$

$$Q_P = U A (T - T_S)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)$$

$$\frac{(\Sigma m. Cp)(-\Delta T) = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Delta Z}$$

$$(\Sigma m. Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Sigma m. Cp}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Sigma m \cdot C_p}$$

Dimana:

$\frac{dT}{dZ}$ = perubahan suhu per satuan panjang katalis

ΔH_R = panas reaksi

U = overall heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_S = suhu penelitian

C_p = kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah *Downtherm A* yang stabil pada suhu 93,3 – 540°C.

Komposisi *Downtherm A*:

-73,5% *Diphenyl oxide*

-26,5% *Diphenyl*

Sifat-sifat *Downtherm A* (T dalam K) dari *hydrocarbon processing*:

C_p = $0,11152 + 3,402 \cdot 10^{-4} T$, cal/g.K

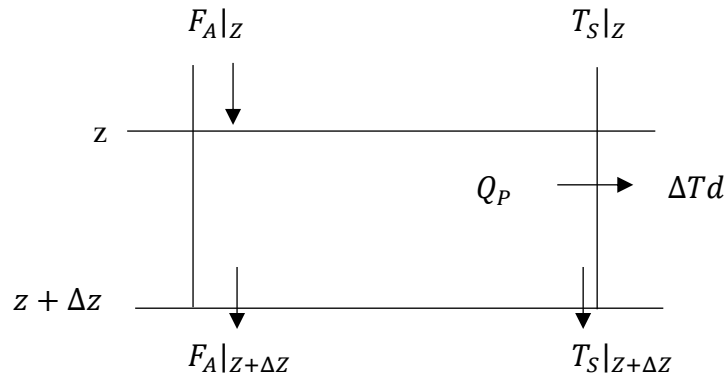
ρ = $1,4 - 1,0368 \cdot 10^{-3} T$, g/cm³

μ = $35,5808 - 0,04212 \cdot T$, g/cm.jam

k = $0,84335 - 5,8076 \cdot 10^{-4} T$, cal/J.cm.K

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Neraca panas pada elemen volume:



$$m_p C_{p_p} (T_S|_z - T_O) + Q_P + m_p C_{p_p} (T_S|_{z+\Delta Z} - T_O) = 0$$

$$m_p C_{p_p} (T_S|_z - T_S|_{z+\Delta Z}) = -Q_P$$

$$(T_S|_z - T_S|_{z+\Delta Z}) = -\frac{U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$\frac{(T_S|_z - T_S|_{z+\Delta Z})}{\Delta Z} = -\frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$-\frac{(T_S|_{z+\Delta Z} - T_S|_z)}{\Delta Z} = -\frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$\frac{\Delta T_S}{\Delta Z} = \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0}$$

$$\frac{dT_S}{dZ} = \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot C_p)_p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalis (*fixed bed*) digunakan rumus 11.6 (*Chapter 11* hal 492 “*Chemical Reactor Design for Process Plant*”)

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana:

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm^3

ρ = densitas gas, g/cm^3

- D_p = diameter partikel katalis, cm
 g = gaya gravitasi, cm/s^2
 ε = porositas tumpukan katalis
 μ = viskositas gas, g/cm.jam

3. Data-data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Komponen	BMi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
CH ₃ OH	32	4104,900	128,278	0,173
O ₂	32	4104,900	128,278	0,173
H ₂ O	18	6,105	0,339	0,0005
N ₂	28	13511,961	482,570	0,653
TOTAL	110	21727,865	739,465	1,000

b. Menentukan volume gas reaktor

Diketahui:

$$Z = 0,9992$$

$$n = 739,465 \text{ kmol/jam} = 205,407 \text{ mol/detik}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$T = 513 \text{ K}$$

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} = 22215540,258 \text{ cm}^3/\text{detik} = 22,215 \text{ m}^3/\text{detik}$$

c. Menentukan densitas umpan

Diketahui:

$$P = 1,4 \text{ atm}$$

$$BM = 29,383 \text{ g/mol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$T = 513 \text{ K}$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = 0,000978 \text{ g/cm}^3 = 61,595 \text{ lb/ft}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH3OH	-14,236	3,8930E-01	-6,2762E-05
O2	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
H2O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05
N2	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws,

Tabel 21-1)

Komponen	yi	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		(mikropoise)	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/jam.ft)
CH3OH	0,173	1,6896E+02	0,000017	0,060825	0,000015
O2	0,173	3,0279E+02	0,000030	0,109005	0,000026
H2O	0,0005	1,7899E+02	0,000018	0,064436	0,000016
N2	0,653	2,6028E+02	0,000026	0,093701	0,000023
TOTAL	1,000	911,017	0,0001	0,328	0,0001

Komponen	$yi * \mu_{gas}$	$yi * \mu_{gas}$	$yi * \mu_{gas}$	$yi * \mu_{gas}$
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/jam.ft)	(mikropoise)
CH3OH	0,000003	0,010552	0,000003	29,309820
O2	0,000005	0,018910	0,000005	52,526558
H2O	0,000000	0,000030	0,000000	0,082094
N2	0,000017	0,061148	0,000015	169,856870
TOTAL	0,0000252	0,091	0,000022	251,775

$$\mu_{gas} = 0,0000252 \text{ kg/s.m} = 0,000252 \text{ g/s.cm}$$

e. Menentukan konduktivitas umpan

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH3OH	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07
O2	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
H2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
N2	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws,

Tabel 23-1)

Komponen	yi	k _{gas}	yi * k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
CH3OH	0,173	3,974E-02	6,895E-03
O2	0,173	4,190E-02	7,268E-03
H2O	0,0005	3,773E-02	1,730E-05
N2	0,653	3,914E-02	2,554E-02
TOTAL	1,000	1,585E-01	3,972E-02

k campuran = 0,040 W/m.K

0,143 kJ/jam.m.K

0,034 kkal/jam.m.K

0,0001 kal/detik.cm.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH3OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
O2	29,536	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H2O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,60E-12
N2	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
AVERAGE	33,214	-1,48E-02	8,08E-05	-6,79E-08	1,82E-11

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws)

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i *C _p
		(kg/kmol)	(J/mol.K)	(kJ/kmol.K)	(kJ/kg.K)	(kJ/kg.K)
CH ₃ OH	0,173	32	59,839	59,839	1,870	0,324
O ₂	0,173	32	31,201	31,201	0,975	0,169
H ₂ O	0,0005	18	35,328	35,328	1,963	0,001
N ₂	0,653	28	29,614	29,614	1,058	0,690
TOTAL	1,000	110	155,982	155,982	5,865	1,185

Komponen	F _i	F _i *C _{pi}	C _p *y _i
	(kg/jam)	(kJ/jam.K)	(kJ/kmol.K)
CH ₃ OH	4104,900	1331,588	10,380
O ₂	4104,900	694,318	5,413
H ₂ O	6,105	0,005	0,016
N ₂	13511,961	9326,033	19,326
TOTAL	21727,865	11351,945	35,135

C_p campuran = 35,135 kJ/kmol.K

11351,945 kJ/jam.K

1,1875 kJ/kg.K

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dt$$

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws)

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	-188,188	-0,049823	2,0791E-05
H ₂ O	-238,410	-0,012256	2,7656E-06
CH ₂ O	-109,671	-0,023151	7,8697E-06
CO	-112,190	0,008118	-8,0425E-06

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
O ₂	29,536	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,60E-12
CH ₂ O	34,428	-2,98E-02	1,51E-04	-1,27E-07	3,39E-11
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	5,09E-08	-1,06E-11

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
CH ₃ OH	-208,276	-208275,652	11218,048	11218,048
O ₂	0,000	0,000	6510,368	6510,368
H ₂ O	-243,970	-243969,508	7394,136	7394,136
CH ₂ O	-119,476	-119476,402	8541,798	8541,798
CO	-110,142	-110141,900	7220,373	7220,373
TOTAL	-681,863	-681863,462	40884,723	40884,723

Dari data diatas, diperoleh:

Reaksi samping : $\Delta H_{R\ 298} = -37489,922$ kkal/kmol

Reaksi utama : $\Delta H_{R\ 298} = -56146,165$ kkal/kmol

$\Delta H_{R\ total} = -429525,324$ kkal/kmol

h. Data sifat katalis

Jenis : *Iron molybdenum oxide*

Ukuran : $D = 0,35$ cm

Densitas : $4,69$ g/cm³

Bulk density : $3,00544$ g/cm³

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi

merupakan reaksi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa transisi agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Sumber: Chemical Kinetic Engineering, Smith Van Ness, Hal 471)

Dipilih:

$$D_p/D_t = 0,15$$

Dimana:

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *tube*

Sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,35\text{cm}/0,15 = 2,333 \text{ cm} = 0,919 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari Tabel 11, Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{IPS} = 1,25 \text{ in} = 3,175 \text{ cm}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in} = 4,216 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in} = 3,505 \text{ cm}$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{Flow area per pipe} = 1,5 \text{ in}^2 = 9,677 \text{ cm}^2$$

$$\text{Surface per lin ft} = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{Gt Dt}{\mu} \quad Gt = \frac{N_{Re} \mu}{Dt}$$

Dimana:

μ = viskositas umpan = 0,000252 g/cm.detik

Dt = diameter tube = 3,5052 cm

$$Gt = \frac{3100 \times 0,000252 \frac{g}{cm} \cdot detik}{3,5052 cm} = 0,223 \frac{g}{cm^2} \cdot detik$$
$$= 8016,127 \frac{kg}{m^2} \cdot jam$$

Digunakan 1 buah reaktor:

G (umpan total) = 21727,865 kg/jam = 6035,518 g/detik

Luas penampang total:

$$At = \frac{G}{Gt} = \frac{6035,518 g/detik}{0,223 \frac{g}{cm^2} \cdot detik} = 27105,191 cm^2 = 2,710 m^2$$

Luas penampang pipa:

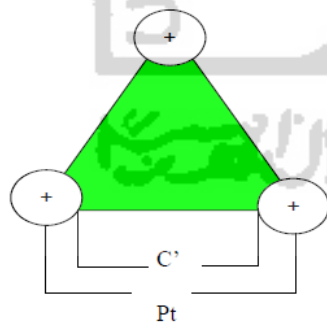
$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = \frac{\pi}{4} \times (3,505 cm)^2 = 9,654 cm^2 = 0,000965 m^2$$

Jumlah pipa maksimum dalam reaktor:

$$Nt \max = \frac{At}{Ao} = \frac{2,710 m^2}{0,000965 m^2} = 2808 buah$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch*.



$$P_T = 1,25 ODt$$
$$= 1,25 * 1,66 in$$
$$= 2,705 in = 5,270 cm$$

$$C' = P_T - ODt$$
$$= 2,705 in - 1,66 in$$
$$= 0,415 in = 1,054 cm$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times P_T^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 293,209 \text{ cm} = 115,436 \text{ in}$$

Jadi, diameter dalam reaktor adalah 293,209 cm = 115,436 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

(Persamaan 13.1, hal 254, Brownell, 1959)

Dimana:

ts = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan, psi (Tabel 13.1, hal 251, Brownell, 1959)

r = jari-jari dalam *shell*, in

C = *corrosion factor*, in

P = tekanan desain, psi

Bahan yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C*.

E = 0,85 (*Double welded butt joint*, Tabel 13.2, hal 254, Brownell, 1959)

f = 12650 psi

C = 0,125 in

r = $ID_s/2 = (115,426 \text{ in}/2) = 57,178 \text{ in}$

P = 24,696 psi

$$ts = \frac{24,696 \text{ psi} \times 57,178 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 24,696 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,258 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding *shell* standar = 1 1/8 in

Diameter luar reaktor (ODs) = $ID_s + (2 \cdot ts)$

$$= 115,426 \text{ in} + (2 \cdot 1 \frac{1}{8} \text{ in})$$

$$= 117,687 \text{ in}$$

Dipilih ODs standar

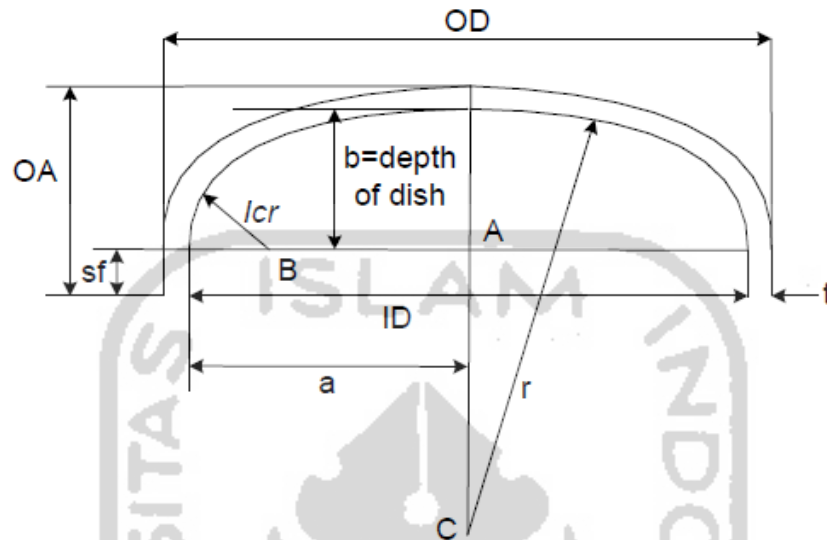
$$= 240 \text{ in}$$

5. Menghitung *head* reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk head = *elipstical dished head*

Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan:

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar *dish*

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi *head*

sf = *straight flange*

OA = total tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan:

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

(Persamaan 13.10, Brownell, 1959)

Dimana:

P = tekanan desain, psi = 24,696 psi

IDs = diameter dalam *shell*, in = 115,426 in

f = maksimum *allowable stress*, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = *corrosion factor*, in = 0,125 in

$$th = \frac{24,696 \text{ psi} \times 115,426 \text{ in}}{(2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 24,696 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,258 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = 1 1/8 in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

Dari Tabel 5.7, hal 90, Brownell, 1959 diperoleh:

ODs = 240 in

ts = 1 1/8 in

icr = 14,4375 in

r = 180 in

a = IDs/2 = 57,718 in

AB = a - icr = 43,281 in

BC = r - icr = 165,562 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2} = 159,805 \text{ in}$

b = r - AC = 20,195 in

Dari Tabel 5.6, hal 88, Brownell, 1959 untuk ts = 1 1/8 in diperoleh sf = 1 1/2 - 4 1/2.

Perancangan menggunakan sf = 4 1/2.

Tinggi *head* reaktor dihitung dengan persamaan:

hH = th + b + sf

= 1 1/8 in + 20,195 in + 4 1/2 in

= 25,820 in = 2,152 ft = 0,656 m

c. Menghitung tinggi reaktor

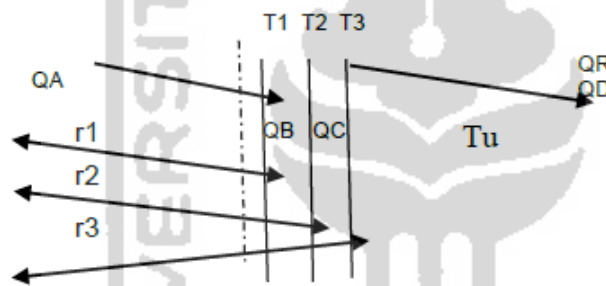
Tinggi reaktor dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total reaktor} &= \text{panjang tube} + (2 \cdot \text{tinggi head}) \\ &= 248,032 \text{ in} + (2 \cdot 25,820 \text{ in}) \\ &= 299,671 \text{ in} = 29,973 \text{ ft} = 7,612 \text{ m}\end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi:

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan:

- r_1 = jari-jari dalam reaktor
- r_2 = jari-jari luar reaktor
- r_3 = jari-jari isolator luar
- Q_A = perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor
- Q_B = perpindahan konduksi melalui dinding reaktor
- Q_C = perpindahan konduksi melalui isolator
- Q_D = perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator
- Q_R = perpindahan panas radiasi
- T_1 = suhu dinding dalam reaktor
- T_2 = suhu dinding luar reaktor
- T_3 = suhu isolator luar
- T_u = suhu udara luar

Sifat fisis bahan:

a. Bahan isolasi: asbestos, dengan sifat fisis:

$$k_{is} = 0,171 \text{ W/m.C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

b. *Carbon steel*

$$k_s = 42,589 \text{ W/m.C}$$

c. Sifat fisis udara pada suhu T_f (Daftar A-5, Holman, 1988)

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 0,000017 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,027 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,705$$

$$\beta = 0,0032/\text{K}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,80 \text{ m/s}^2$$

Diketahui:

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 1,466 \text{ m}$$

$$r_2 = 3,048 \text{ m}$$

$$L = 6,300 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (a)$$

$$Q_C = \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L) \cdot (T_2 - T_3)}{\ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_U)$$

$$Q_D = h \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_U) \quad (c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga:

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_U) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_U^4)$$

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_U^4) \quad (d)$$

Dengan:

$$\sigma = 5,669 \cdot 10^{-8} \text{W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

Persamaan a, b, c dan d di-trial menggunakan *excel* dan diperoleh:

$$T_2 = 500,9675 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (X)} = 0.1455 \text{ m} = 14,55 \text{ cm}$$



Hasil simulasi menggunakan *excel*

Δz	0,1		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	513	373
0.10	0.07133	512.8622	398.6729
0.20	0.13732	512.7499	418.8727
0.30	0.19841	512.6577	435.0301
0.40	0.25503	512.5817	448.1077
0.50	0.30753	512.5186	458.7864
0.60	0.35625	512.4663	467.5651
0.70	0.40147	512.4227	474.8200
0.80	0.44346	512.3863	480.8407
0.90	0.48246	512.3559	485.8540
1.00	0.51870	512.3305	490.0398
1.10	0.55238	512.3093	493.5425
1.20	0.58368	512.2915	496.4788
1.30	0.61277	512.2766	498.9441
1.40	0.63983	512.2642	501.0166
1.50	0.66498	512.2538	502.7606
1.60	0.68837	512.2451	504.2294
1.70	0.71012	512.2379	505.4675
1.80	0.73035	512.2318	506.5117
1.90	0.74916	512.2268	507.3928
2.00	0.76666	512.2226	508.1366
2.10	0.78294	512.2191	508.7647
2.20	0.79808	512.2163	509.2954
2.30	0.81216	512.2139	509.7438
2.40	0.82526	512.2119	510.1228
2.50	0.83744	512.2103	510.4432
2.60	0.84878	512.2090	510.7141
2.70	0.85932	512.2079	510.9432

2.80	0.86913	512.2071	511.1370
2.90	0.87825	512.2064	511.3009
3.00	0.88674	512.2058	511.4396
3.10	0.89464	512.2054	511.5569
3.20	0.90198	512.2050	511.6562
3.30	0.90882	512.2048	511.7402
3.40	0.91517	512.2046	511.8113
3.50	0.92109	512.2044	511.8715
3.60	0.92659	512.2043	511.9225
3.70	0.93171	512.2043	511.9656
3.80	0.93647	512.2042	512.0021
3.90	0.94090	512.2042	512.0331
4.00	0.94502	512.2042	512.0593
4.10	0.94885	512.2042	512.0814
4.20	0.95242	512.2043	512.1002
4.30	0.95573	512.2043	512.1162
4.40	0.95882	512.2044	512.1296
4.50	0.96169	512.2044	512.1411
4.60	0.96436	512.2045	512.1508
4.70	0.96685	512.2045	512.1590
4.80	0.96916	512.2046	512.1659
4.90	0.97131	512.2046	512.1719
5.00	0.97331	512.2047	512.1769
5.10	0.97517	512.2047	512.1811
5.20	0.97690	512.2048	512.1847
5.30	0.97851	512.2048	512.1878
5.40	0.98001	512.2049	512.1904
5.50	0.98140	512.2049	512.1926
5.60	0.98270	512.2050	512.1945
5.70	0.98390	512.2050	512.1961
5.80	0.98503	512.2051	512.1975

5.90	0.98607	512.2051	512.1986
6.00	0.98704	512.2051	512.1996
6.10	0.98795	512.2052	512.2005
6.20	0.98879	512.2052	512.2012
6.30	0.98957	512.2052	512.2018
6.40	0.99029	512.2053	512.2023
6.50	0.99097	512.2053	512.2028

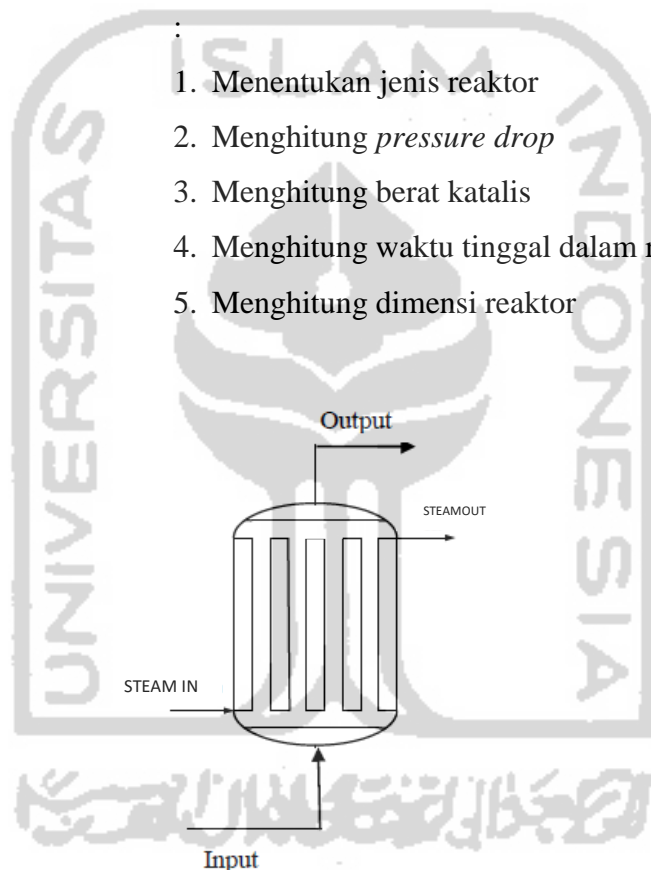


REAKTOR 02

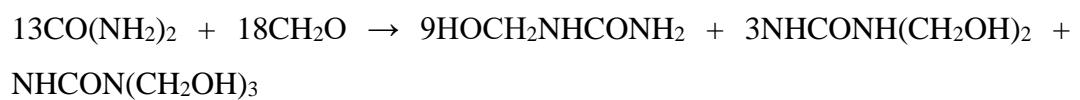
Jenis : reaktor *fixed bed multitube*
Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara urea dan formaldehid menjadi urea formaldehid
Kondisi operasi : Suhu = 110°C
Tekanan = 1,2 atm
Reaksi = Endotermis

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung *pressure drop*
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menghitung dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- zat pereaksi berupa fase gas
- umur katalis panjang 12-15 bulan
- reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

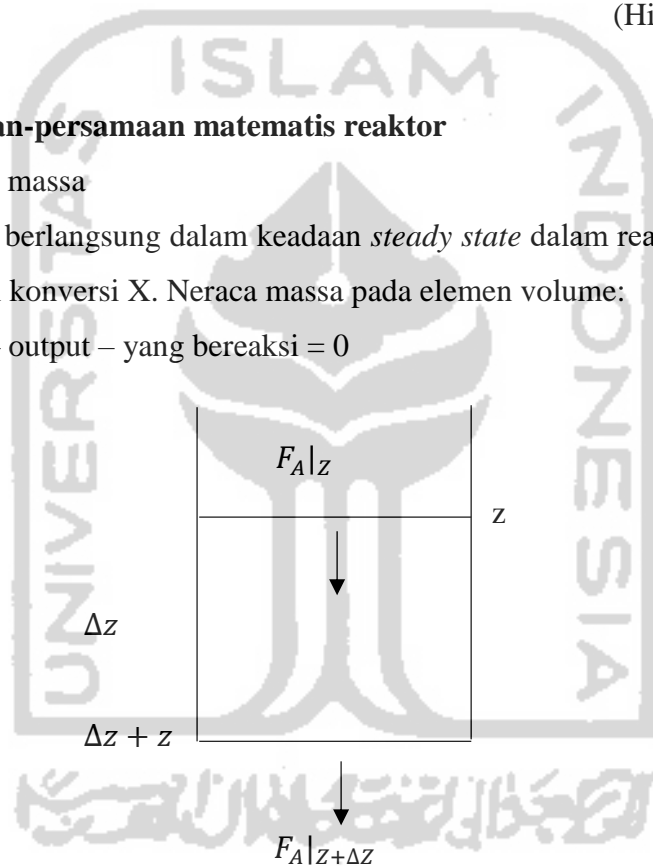
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan-persamaan matematis reaktor

- Neraca massa

Reaksi berlangsung dalam keadaan *steady state* dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume:

Input – output – yang bereaksi = 0



Input – output – yang bereaksi = 0

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A)\Delta v = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

$\Delta v = \text{volume gas diantara katalis pada elemen volume}$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta Z = 0$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{-F_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

Dimana $F_A = -F_{AO}(1 - X_A)$

$$\Delta F_A = -F_{AO} \Delta X_A$$

$$F_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{AO}}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{AO}}$$

Dimana:

$\frac{dX_A}{dZ}$ = perubahan konversi per satuan panjang

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k C_A C_B$

Z = tinggi tumpukan katalis

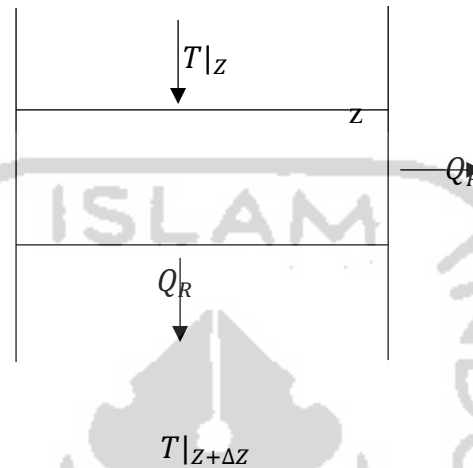
D_i = diameter dalam pipa

Komposisi berdasarkan perhitungan kapasitas:

Input	Massa (kg/jam)	Output	Massa (kg/jam)
CH ₂ O	0,000	CH ₂ O	606,345
H ₂ O	652,210	H ₂ O	3470,328
CO(NH ₂) ₂	1199,910	CO(NH ₂) ₂	55,380
UF1	0,000	UF1	1859,505
UF2	0,000	UF2	826,447
UF3	0,000	UF3	344,353
CH ₃ OH	4063,851	CH ₃ OH	0,000
O ₂	3699,541	O ₂	1025,590

N ₂	13917,320	N ₂	13511,961
CO	0,000	CO	1832,922

b. Neraca panas elemen volume



Dengan:

Q_P = panas yang dibuang, ada pendinginan

Q_R = panas reaksi

Input – output = akumulasi

$$\Sigma m. C_p. (T|_Z - T_0) - [(\Sigma m. C_p)(T|_{Z+\Delta Z} - T_0) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m. C_p. (T|_Z - T|_{Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$\Sigma m. C_p. (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A$$

$$Q_P = U A (T - T_S)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)$$

$$\frac{(\Sigma m. C_p)(-\Delta T) = \Delta H_R F_{AO} \Delta X_A + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Delta Z}$$

$$(\Sigma m. C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Sigma m. C_p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R F_{AO} \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{\Sigma m \cdot C_p}$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{perubahan suhu per satuan panjang katalis}$$

ΔH_R = panas reaksi

U = overall heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_S = suhu penelitian

C_p = kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pemanas

Pemanas yang dipakai adalah *Saturated Steam* pada suhu 300°C.

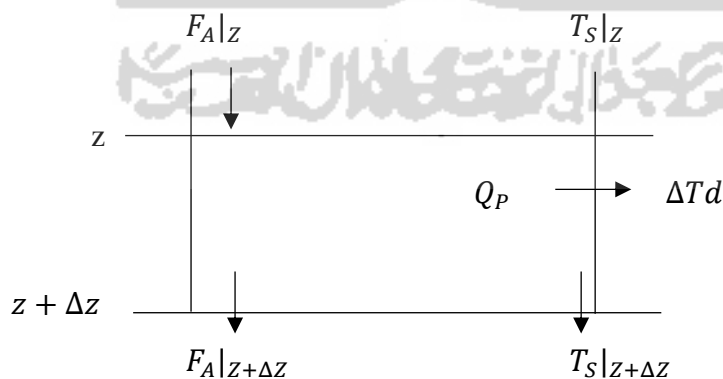
Sifat-sifat *Saturated Steam*, (T dalam K):

$$C_p = 0,0364 \cdot T, \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 0,00021 \text{ kg/m.s}$$

$$k = 0,0000718 \text{ W/m.K}$$

Neraca panas pada elemen volume:



$$m_p C_{p_p} (T_S|_z - T_O) + Q_P + m_p C_{p_p} (T_S|_{z+\Delta Z} - T_O) = 0$$

$$m_p C_{p_p} (T_S|_z - T_S|_{z+\Delta Z}) = -Q_P$$

$$(T_S|_z - T_S|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \pi D_o \Delta Z (T - T_S)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$\frac{(T_S|_z - T_S|_{z+\Delta z})}{\Delta Z} = - \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$- \frac{(T_S|_{z+\Delta z} - T_S|_z)}{\Delta Z} = - \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$\frac{\Delta T_S}{\Delta Z} = \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot Cp)_p}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{dT_S}{dZ} = \frac{U \pi D_o (T - T_S)}{(m \cdot Cp)_p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalis (*fixed bed*) digunakan rumus 11.6 (*Chapter 11 hal 492 "Chemical Reactor Design for Process Plant"*)

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G}{\rho g D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana:

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm³

ρ = densitas gas, g/cm³

D_p = diameter partikel katalis, cm

g = gaya gravitasi, cm/s²

ε = porositas tumpukan katalis

μ = viskositas gas, g/cm.jam

3. Data-data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Komponen	BMi	Massa	Mol	y _i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
CH ₂ O	30	1846,015	61,534	0,069

H ₂ O	18	4116,433	228,691	0,256
CO(NH ₂) ₂	60	1199,910	19,998	0,022
UF1	90	0,000	0,000	0,000
UF2	120	0,000	0,000	0,000
UF3	150	0,000	0,000	0,000
CH ₃ OH	32	41,049	1,283	0,001
O ₂	32	1025,590	32,050	0,036
N ₂	28	13511,961	482,570	0,541
CO	28	1832,922	65,462	0,073
TOTAL	588	23573,880	891,587	1,000

b. Menentukan volume gas reaktor

Diketahui:

$$Z = 0,9952$$

$$n = 891,587 \text{ kmol/jam} = 247,663 \text{ mol/detik}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$T = 383 \text{ K}$$

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$Vg = \frac{ZnRT}{P} = 23237430,934 \text{ cm}^3/\text{detik} = 23,237 \text{ m}^3/\text{detik}$$

c. Menentukan densitas umpan

Diketahui:

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

$$BM = 26,440 \text{ g/mol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol.K}$$

$$T = 383 \text{ K}$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = 0,001014 \text{ g/cm}^3 = 63,890 \text{ lb/ft}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH ₂ O	-6,4390	0,4480	-0,0001
H ₂ O	-36,8260	0,4290	0,0000
CH ₃ OH	-14,2360	0,3893	-0,0001
O ₂	44,2240	0,5620	-0,0001
N ₂	42,6060	0,4750	-0,0001
CO	23,8110	0,5394	-0,0002

Komponen	y _i	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		(mikropoise)	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/jam.ft)
CH ₂ O	0,069	1,5029E+02	0,00002	0,05411	0,00001
H ₂ O	0,256	1,2510E+02	0,00001	0,04504	0,00001
CH ₃ OH	0,001	1,2566E+02	0,00001	0,04524	0,00001
O ₂	0,036	2,4289E+02	0,00002	0,08744	0,00002
N ₂	0,541	2,1004E+02	0,00002	0,07561	0,00002
CO	0,073	2,0781E+02	0,00002	0,07481	0,00002
TOTAL	1,0	1061,800	0,00011	0,38225	0,00009

Komponen	$y_i * \mu_{gas}$	$y_i * \mu_{gas}$	$y_i * \mu_{gas}$	$y_i * \mu_{gas}$
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	(lb/jam.ft)	(mikropoise)
CH ₂ O	1,03726E-06	0,003734148	9,03664E-07	1,0373E+01
H ₂ O	3,20892E-06	0,011552094	2,79561E-06	3,2089E+01
CH ₃ OH	1,80794E-08	6,50858E-05	1,57508E-08	1,8079E-01
O ₂	8,73126E-07	0,003143255	7,60668E-07	8,7313E+00
N ₂	1,13683E-05	0,040925805	9,90404E-06	1,1368E+02
CO	1,52577E-06	0,005492775	1,32925E-06	1,5258E+01
TOTAL	1,80314E-05	0,064913163	1,5709E-05	180,3143422

$$\mu_{gas} = 0,00001803 \text{ kg/s.m} = 0,0001803 \text{ g/s.cm}$$

e. Menentukan konduktivitas umpan

$$k_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
CH ₂ O	0,00171	1,94E-05	9,53E-08
H ₂ O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08
CH ₃ OH	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07
O ₂	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
N ₂	0,00309	7,5930E-05	-1,1014E-08
CO	0,00158	8,25E-05	-1,91E-08

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws,
Tabel 23-1)

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i * k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
CH ₂ O	0,069	2,3130E-02	1,5963E-03
H ₂ O	0,256	2,5835E-02	6,6267E-03
CH ₃ OH	0,001	2,3717E-02	3,4123E-05
O ₂	0,036	3,2250E-02	1,1593E-03
N ₂	0,541	3,0556E-02	1,6538E-02
CO	0,073	3,0383E-02	2,2307E-03
TOTAL	1,0	0,1659	0,0282

k campuran = 0,0282 W/m.K

0,101 kJ/jam.m.K

0,024 kkal/jam.m.K

0,000067 kal/detik.cm.K

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₂ O	34,428	-2,98E-02	1,51E-04	-1,27E-07	3,39E-11
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,60E-12
CH ₃ OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	5,09E-08	-1,1E-11

(Sumber: Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill, Carl L. Yaws)

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i *C _p
		(kg/kmol)	(J/mol.K)	(kJ/kmol.K)	(kJ/kg.K)	(kJ/kg.K)
CH ₂ O	0,069	30	38,7541	38,7541	1,2918	0,0892
H ₂ O	0,256	18	34,1719	34,1719	1,8984	0,4869
CH ₃ OH	0,001	32	50,4729	50,4729	1,5773	0,0023
O ₂	0,036	32	30,0612	30,0612	0,9394	0,0338
N ₂	0,541	28	29,2278	29,2278	1,0438	0,5650
CO	0,073	28	32,6224	32,6224	1,1651	0,0855
TOTAL	1,0	168,000	215,310	215,310	7,916	1,263

Komponen	F _i	F _i *C _{pi}	C _p *y _i
	(kg/jam)	(kJ/jam.K)	(kJ/kmol.K)
CH ₂ O	1846,015	164,582	2,675
H ₂ O	4116,433	2004,483	8,765
CH ₃ OH	41,049	0,093	0,073
O ₂	1025,590	34,633	1,081
N ₂	13511,961	7634,005	15,819
CO	1832,922	156,792	2,395
TOTAL	22373,971	9994,587	30,808
CH ₂ O	1846,015	164,582	2,675

C_p campuran = 30,808 kJ/kmol.K
 9994,587 kJ/jam.K
 1,263 kJ/kg.K

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah *tube*

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa transisi agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu hw/h telah diteliti oleh Colburn's yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

(Sumber: Chemical Kinetic Engineering, Smith Van Ness, Hal 471)

Dipilih:

$$D_p/D_t = 0,15$$

Dimana:

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *tube*

Sehingga:

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0 \text{ cm}$$

$$D_t = 0 \text{ cm}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari Tabel 11, Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$IPS = 0,125 \text{ in} = 0,3175 \text{ cm}$$

$$OD = 0,405 \text{ in} = 1,029 \text{ cm}$$

$$ID = 0,269 \text{ in} = 0,683 \text{ cm}$$

$$\text{Sch. No} = 40$$

$$\text{Flow area per pipe} = 0,058 \text{ in}^2 = 0,374 \text{ cm}^2$$

$$\text{Surface per lin ft} = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa adalah aliran transisi, maka $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{Gt Dt}{\mu} \quad Gt = \frac{N_{Re} \mu}{Dt}$$

Dimana:

$$\mu = \text{viskositas umpan} = 0,00018 \text{ g/cm.detik}$$

$$Dt = \text{diameter tube} = 0,683 \text{ cm}$$

$$Gt = \frac{3100 \times 0,000108 \frac{\text{g}}{\text{cm}} \cdot \text{detik}}{0,683 \text{ cm}} = 0,818 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2} \cdot \text{detik}$$
$$= 29451,571 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \cdot \text{jam}$$

Digunakan 1 buah reaktor:

$$G (\text{umpan total}) = 23573,880 \text{ kg/jam} = 6584,3 \text{ g/detik}$$

Luas penampang total:

$$At = \frac{G}{Gt} = \frac{6584,3 \text{ g/detik}}{0,818 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2} \cdot \text{detik}} = 8004,286 \text{ cm}^2 = 0,8004 \text{ m}^2$$

Luas penampang pipa:

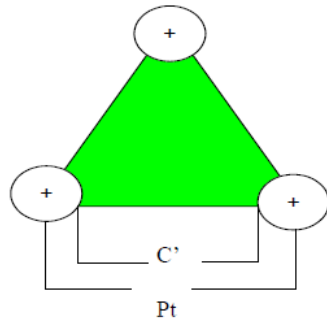
$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2 = \frac{\pi}{4} \times (0,683 \text{ cm})^2 = 0,367 \text{ cm}^2 = 0,0000367 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa maksimum dalam reaktor:

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao} = \frac{0,8004 \text{ m}^2}{0,0000367 \text{ m}^2} = 21822 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan *tube* disusun dengan pola *triangular pitch*.



$$\begin{aligned} P_T &= 1,25 \text{ ODt} \\ &= 1,25 * 0,405 \text{ in} \\ &= 0,506 \text{ in} = 1,286 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - \text{ODt} \\ &= 0,506 \text{ in} - 0,405 \text{ in} \\ &= 0,101 \text{ in} = 0,257 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times P_T^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 199,422 \text{ cm} = 78,512 \text{ in}$$

Jadi, diameter dalam reaktor adalah 199,422 cm = 78,512 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*shell*) dihitung menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

(Persamaan 13.1, hal 254, Brownell, 1959)

Dimana:

ts = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan, psi (Tabel 13.1, hal 251, Brownell, 1959)

r = jari-jari dalam *shell*, in

C = *corrosion factor*, in

P = tekanan desain, psi

Bahan yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C*.

E = 0,85 (*Double welded butt joint*, Tabel 13.2, hal 254, Brownell, 1959)

f = 12650 psi

C = 0,125 in

r = $ID_s/2 = (78,512 \text{ in}/2) = 39,256 \text{ in}$

P = 21,168 psi

$$ts = \frac{21,168 \text{ psi} \times 39,256 \text{ in}}{(12650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 21,168 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} = 0,202 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding *shell* standar = $\frac{1}{2}$ in

Diameter luar reaktor (ODs) = $ID_s + (2 \cdot ts)$
= $78,512 \text{ in} + (2 \cdot \frac{1}{2} \text{ in})$
= $79 \frac{1}{2} \text{ in}$

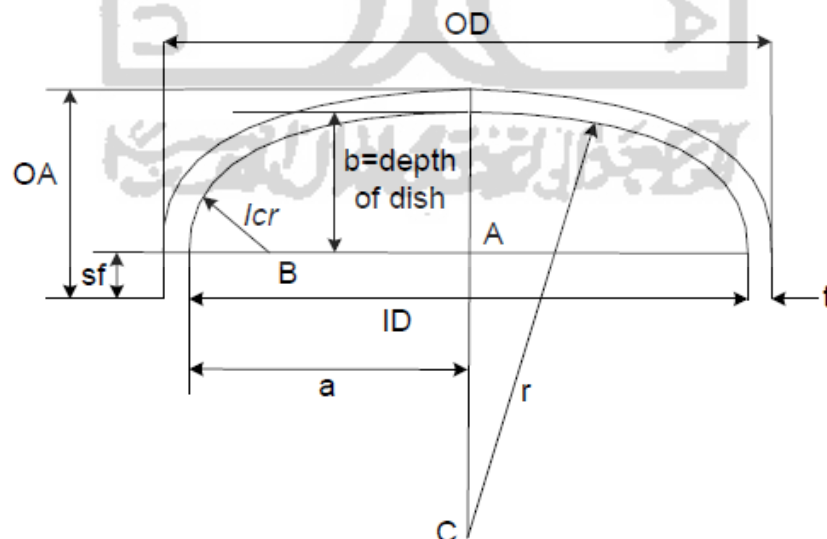
Dipilih ODs standar = 90 in

5. Menghitung tebal *head* reaktor

a. Menghitung tebal *head* reaktor

Bentuk head = *elipstical dished head*

Bahan konstruksi = *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Keterangan:

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar *dish*

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi *head*

sf = *straight flange*

OA = total tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan:

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

(Persamaan 13.10, Brownell, 1959)

Dimana:

P = tekanan desain, psi = 21,168 psi

ID_s = diameter dalam *shell*, in = 78,512 in

f = maksimum *allowable stress*, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = *corrosion factor*, in = 0,125 in

$$th = \frac{21,168 \text{ psi} \times 78,512 \text{ in}}{(2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 21,168 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,202 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar = ½ in

b. Menghitung tinggi *head* reaktor

Dari Tabel 5.7, hal 90, Brownell, 1959 diperoleh:

OD_s = 90 in

ts = ½ in

icr = 5,5 in

r = 84 in

a = ID_s/2 = 39,256 in

$$AB = a - icr = 33,756 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 78,5 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 70,871 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 13,128 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6, hal 88, Brownell, 1959 untuk $t_s = \frac{1}{2} \text{ in}$ diperoleh $sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$.

Perancangan menggunakan $sf = 3 \frac{1}{2}$.

Tinggi *head* reaktor dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} hH &= th + b + sf \\ &= \frac{1}{2} \text{ in} + 13,128 \text{ in} + 3 \frac{1}{2} \text{ in} \\ &= 17,128 \text{ in} = 1,427 \text{ ft} = 0,435 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

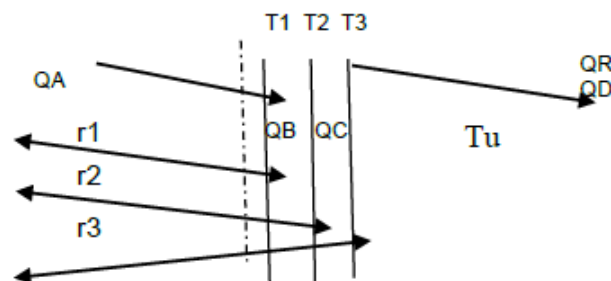
Tinggi reaktor dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{panjang tube} + (2 * \text{tinggi head}) \\ &= 110,263 \text{ in} + (2 * 17,128 \text{ in}) \\ &= 144,493 \text{ in} = 12,041 \text{ ft} = 3,670 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi:

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
- Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan:

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

QA = perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

QB = perpindahan konduksi melalui dinding reaktor

QC = perpindahan konduksi melalui isolator

QD = perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator

QR = perpindahan panas radiasi

T1 = suhu dinding dalam reaktor

T2 = suhu dinding luar reaktor

T3 = suhu isolator luar

Tu = suhu udara luar

Sifat fisis bahan:

a. Bahan isolasi: asbestos, dengan sifat fisis:

k_{is} = 0,171 W/m.C

ϵ = 0,96

b. *Carbon steel*

k_s = 44,838 W/m.C

c. Sifat fisis udara pada suhu T_f (Daftar A-5, Holman, 1988)

T_f = 313 K

ν = 0,000017 m²/s

k = 0,027 W/m.C

Pr = 0,705

β = 0,0032/K

μ = 0,00001906 kg/m.s

g = 9,80 m/s²

Diketahui:

r_3 = $r_2 + x$

r_1 = 0,997 m

r_2 = 1,143 m

L = 2,800 m

a. Perpindahan panas konduksi

$$QB = \frac{(2 \cdot \pi \cdot ks \cdot L) \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (a)$$

$$QC = \frac{(2 \cdot \pi \cdot kis \cdot L) \cdot (T_2 - T_3)}{\ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$QD = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_U)$$

$$QD = h \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_U) \quad (c)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga:

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_U) \cdot L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_U^4)$$

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_U^4) \quad (d)$$

Dengan:

$$\sigma = 5,669 \cdot 10^{-8} \text{W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

Persamaan a, b, c dan d di-trial menggunakan *excel* dan diperoleh:

$$T_2 = 381,516 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (X)} = 0.048 \text{ m} = 4,797 \text{ cm}$$

Hasil simulasi menggunakan *excel*

Δz	0,1		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	383	573
0.10	0.11830	382.8947	530.3362
0.20	0.22261	382.8060	494.5654
0.30	0.31458	382.7307	465.4903
0.40	0.39567	382.6664	442.6149
0.50	0.46716	382.6113	425.1883
0.60	0.53020	382.5639	412.3042
0.70	0.58577	382.5230	403.0234
0.80	0.63478	382.4875	396.4786
0.90	0.67798	382.4567	391.9382
1.00	0.71608	382.4300	388.8257
1.10	0.74967	382.4066	386.7093
1.20	0.77928	382.3862	385.2777
1.30	0.80539	382.3685	384.3121
1.40	0.82841	382.3529	383.6614
1.50	0.84871	382.3392	383.2226
1.60	0.86661	382.3273	382.9260
1.70	0.88239	382.3168	382.7248
1.80	0.89630	382.3076	382.5877
1.90	0.90857	382.2995	382.4935
2.00	0.91939	382.2924	382.4282
2.10	0.92892	382.2862	382.3826
2.20	0.93733	382.2807	382.3501
2.30	0.94474	382.2759	382.3268
2.40	0.95128	382.2717	382.3097
2.50	0.95704	382.2679	382.2969
2.60	0.96213	382.2646	382.2871
2.70	0.96661	382.2617	382.2796

2.80	0.97056	382.2592	382.2736
2.90	0.97404	382.2569	382.2687
3.00	0.97711	382.2550	382.2648
3.10	0.97982	382.2532	382.2615
3.20	0.98221	382.2517	382.2587
3.30	0.98431	382.2503	382.2563
3.40	0.98617	382.2491	382.2543
3.50	0.98780	382.2481	382.2526
3.60	0.98925	382.2472	382.2511
3.70	0.99052	382.2464	382.2498
3.80	0.99164	382.2456	382.2486
3.90	0.99263	382.2450	382.2476
4.00	0.99350	382.2444	382.2467
4.10	0.99427	382.2440	382.2460
4.20	0.99495	382.2435	382.2453
4.30	0.99555	382.2431	382.2447
4.40	0.99607	382.2428	382.2442
4.50	0.99654	382.2425	382.2437
4.60	0.99695	382.2422	382.2433
4.70	0.99731	382.2420	382.2429

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ