

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA
MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 185.000
TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama	: Fatikah Shafa Yulita	Nama	: Athaya Salsabila
No. Mhs	: 16521001	No.Mhs	16521018

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA
MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 185.000
TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Fatikah Shafa Yulita Nama : Athaya Salsabila
No. Mhs : 16521001 No.Mhs : 16521018

Yogyakarta, 25 Oktober 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan 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.



Fatika Shafa Yulita



Athaya Salsabila

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA
MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 185.000
TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Fatikah Shafa Yulita
No. Mhs : 16521001

Nama : Athaya Salsabila
No.Mhs : 16521018

Yogyakarta, 25 Oktober 2020

Pembimbing I

Pembimbing II



Dra. Kamariah, M.S.



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI BATUBARA
MENGUNAKAN METODE GASIFIKASI DENGAN KAPASITAS 185.000
TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Fatikah Shafa Yulita
No. Mhs : 16521001

Nama : Athaya Salsabila
No. Mhs : 16521018

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, 5 November 2020

Tim Penguji

Ketua Penguji

Dra. Kamariah, M.S

Penguji I

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

Penguji II

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

12/11/2020

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Tekonologi Industri



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Batubara menggunakan Metode Gasifikasi dengan Kapasitas 185.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Ibu Dra. Kamariah, M.S. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T, selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

6. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 24 Oktober 2020



Fatikah Shafa Yulita

Athaya Salsabila

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Sukatma dan Ibu Ana Novita serta adek saya Ghaida Izdhihar Amirah yang selalu memberikan do'a yang tiada henti, semangat, motivasi dan kasih sayang yang luas biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Athaya Salsabila sebagai partner dari masa penelitian sampai TA saya, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang Bersama dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain. Akhirnya sampai juga ditahap ini, thay!

D'bongs (Lestari, Niken, Thaya) teman terdekat saya dari masa mahasiswa baru sampai saat ini. Terima kasih telah kebersamaan saya dalam segala suka duka selama perkuliahan. Terima kasih telah menjadi manusia kuat yang dapat menaklukkan segala rintangan semasa menjalani kuliah. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya.

Teknik Kimia UII 2016, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apayang dicita-citakan.

(Fatikah Shafa Yulita)

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Yang tersayang, kedua orang tua saya, Romo Syahmenan Samosir dan Ibu Mutia Zahara Lusiani. Kedua Adik saya, Azura Zuhria Samosir dan Alike Kaylanisha Samosir. Yangkung Achsan, Yangti Nani serta Opung Samosir dan Opung Simanjuntak. Terima kasih untuk Romo, Ibu, Adik-adik dan Yangti yang selalu memberikan saya dukungan tiada henti, menghibur dikala sulit, dan menyayangi saya sampai hari ini.

Fatikah Shafa Yulita, seorang partner, sahabat dan saudara saya, yang telah menemani saya selama 4 tahun kuliah, terutama selama melalui proses Penelitian sampai Tugas Akhir. Terima kasih karena telah sabar menghadapi saya. Terima kasih juga untuk seluruh kerja keras, pengalaman dan suka duka selama pengerjaan tugas akhir ini. Terakhir, Terima kasih karena telah berjuang bersama. *We did it, Tik.*

D'boongs (Tika, Niken dan Lestari). Terimakasih untuk seluruh perhatian dan persahabatannya selama 4 tahun kita kuliah. Terima kasih sudah menjadi teman yang satu frekuensi dan selalu saling jaga satu sama lain. Besar harapan saya untuk kita terus berteman selama-lamanya.

Teknik Kimia UII 2016, almamater saya, Terimakasih sudah menemani saya berjuang. Saya harap semoga kalian selalu sehat, bahagia dan dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Athaya Salsabila)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI	ix
ABSTRAK.....	xvii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.1.2 Tujuan	3
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Proyeksi Keberadaan Metanol Dalam Negeri	3
Gambar 1.1 Grafik Impor Metanol di Indonesia Tahun 2010-2019	4
1.2.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	11
1.3 Bahan Baku.....	12
1.4 Tinjauan Pustaka.....	12
1.4.1 Macam-macam proses produksi methanol.....	13
1.4.2. Batubara.....	21
1.4.3 Spesifikasi Produk.....	23
1.4.4 Spesifikasi Bahan Baku	24
BAB II.....	26
PERANCANGAN PRODUK.....	26
2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk.....	26
2.2 Pengendalian Kualitas	28
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	28
2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan pembantu.....	28
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk	29
2.2.4 Pengendalian proses produksi	29
2.2.5 Pengendalian Kualitas Produk	31

2.2.6	Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pindahan	31
2.3	Pengendalian Kualitas	31
2.3.1	Pengendalian Waktu	32
2.3.2	Pengendalian Bahan Proses.....	32
BAB III	33
PERANCANGAN PROSES	33
3.1	Uraian Proses	33
3.1.1	Persiapan Bahan Baku dan Gasifikasi	33
3.1.2	Tahap Proses Sintesa Metanol.....	34
3.1.3	Tahap Pemurnian.....	35
3.2	Spesifikasi Alat Proses	36
	3.2.1 <i>Mixer</i>	36
	3.2.2 <i>Gasifier, Desulfurizer, dan Fixed Bed Multi Tube</i>	38
	3.2.3 Menara distilasi	40
	3.2.4. Tangki penyimpanan produk.....	41
	3.2.5. <i>Heat Exchanger</i>	43
	3.2.6. <i>Condensor</i>	45
	3.2.7. Separator dan <i>Accumulator</i>	46
	3.2.8. <i>Expansion valve</i>	48
	3.2.9. Pompa	49
	3.2.10 <i>Air Separation Unit</i>	51
	3.2.11 <i>Crusher</i>	51
	3.2.12 <i>Bucket Elevator</i>	52
	3.2.13 <i>Belt Conveyor</i>	52
	3.2.14 <i>Screener</i>	52
	3.2.15 Tangki <i>Spherical</i>	53
	3.2.16 <i>Screw Conveyor</i>	53
	3.2.17 Kompresor	53
3.3.	Perencanaan Produksi.....	54
3.3.1.	Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses	54
BAB IV	56
PERANCANGAN PABRIK	56
4.1	Lokasi Pabrik	56

4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	61
4.3	Tata Letak Mesin atau Alat (<i>Machines</i>).....	67
4.4.	Tata Letak Alat Proses.....	70
4.5	Alir Proses dan Material	72
4.5.1	Neraca Massa	72
4.5.2	Neraca Panas	77
4.6.	Pelayanan Teknik (Utilitas)	85
4.6.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	85
4.6.2	Unit Penyediaan <i>Steam</i>	94
4.6.3	Unit Penyediaan Listrik.....	94
4.6.4	Unit Penyediaan Udara	98
4.6.5	Unit Pengolahan Limbah.....	98
4.7	Spesifikasi Alat-alat Utilitas	99
4.7.1	Saringan / <i>Screening</i> (FU-01).....	99
4.7.2	Bak Pengendapan awal (B-01) / Sedimentasi.....	99
4.7.3	Bak Flokuator/ Bak Penggumpal (B-02).....	100
4.7.4	Tangki Larutan Alum (TU-01).....	100
4.7.5	Bak Pengendap I (BU-01).....	101
4.7.6	Bak Pengendap II (BU-02).....	101
4.7.7	<i>Sand Filter</i> (FU-02)	102
4.7.8	Bak Penampung Sementara (BU-03).....	102
4.7.9	Tangki Klorinasi (TU-02)	102
4.7.10	Tangki Kaporit (TU-03).....	103
4.7.11	Tangki Air Bersih (TU-01).....	103
4.7.12	Tangki <i>Service Water</i> (TU-05).....	103
4.7.13	Tangki Air Bertekanan (TU-04).....	104
4.7.14	Bak Air Pendingin (BU-04).....	104
4.7.15	<i>Cooling Tower</i> (CT-01).....	104
4.7.16	<i>Blower Cooling Tower</i> (BL-01)	105
4.7.17	<i>Mixed Bed</i> (TU-05).....	105
4.7.18	Tangki NaCl (T-02)	105
4.7.19	Tangki Demin (T-09).....	105
4.7.20	Deaerator (DE)	106

4.7.21	Tangki N ₂ H ₄ (TU-09).....	106
4.7.22	<i>Boiler</i>	106
4.8	Organisasi Perusahaan	107
4.8.1	Bentuk Perusahaan.....	107
4.8.2	Struktur Organisasi	109
4.8.3	Tugas dan Wewenang	114
4.9	Evaluasi Ekonomi	125
4.9.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	127
4.9.2	Dasar Perhitungan.....	129
4.9.3	Perhitungan Biaya.....	129
4.9.4	Analisa Kelayakan	132
4.9.5	Hasil Perhitungan.....	136
4.9.6	Analisa Keuntungan	141
4.9.7	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	141
BAB V	144
PENUTUP	144
5.1	Kesimpulan	144
		5.2
		Saran
		145
DAFTAR PUSTAKA	147
LAMPIRAN	150
LAMPIRAN A	151
LAMPIRAN B	199

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Impor Metanol dari tahun 2010-2019.....	4
Tabel 1.2	Prediksi Impor Metanol di Indonesia dari tahun 2020-2024...	6
Tabel 1.3	Data Ekspor Metanol di Indonesia dari tahun 2010-2019.....	6
Tabel 1.4	Prediksi Ekspor Metanol di Indonesia dari tahun 2020-2024....	9
Tabel 1.5	Produksi Metanol di Indonesia.....	10
Tabel 1.6	Konsumsi Metanol di Indonesia.....	10
Tabel 1.7	Perbandingan antara gasifikasi <i>Fixed Bed</i> , <i>Fluidized Bed</i> dan <i>Entrained Bed</i>	18
Tabel 1.8	Tipe Batubara.....	20
Tabel 2.1	Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu dan Produk....	25
Tabel 2.2	Daftar Sistem Kontrol yang digunakan pada Alat Proses.....	32
Tabel 3.1	Spesifikasi <i>Mixer</i>	35
Tabel 3.2	Spesifikasi <i>Gasifier</i> , <i>Desulfurizer</i> , dan <i>Fixed Bed Multitube</i> ..	37
Tabel 3.3	Spesifikasi Menara Distilasi.....	39
Tabel 3.4	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk.....	40
Tabel 3.5	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (1-5).....	42
Tabel 3.6	Spesifikasi Kondensor.....	44
Tabel 3.7	Spesifikasi <i>Separator</i> dan <i>Accumulator</i>	45
Tabel 3.8	Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	47
Tabel 3.9	Spesifikasi Pompa.....	48
Tabel 3.10	Spesifikasi <i>Air Separation Unit</i>	50
Tabel 3.11	Spesifikasi <i>Crusher</i>	50
Tabel 3.12	Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i>	51
Tabel 3.13	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	51
Tabel 3.14	Spesifikasi <i>Screener</i>	51
Tabel 3.15	Spesifikasi <i>Fan</i>	52
Tabel 3.16	Spesifikasi Tangki <i>Spherical</i>	52
Tabel 4.1	Lokasi Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	64
Tabel 4.2	Neraca Massa di <i>Crusher</i>	72

Tabel 4.3	Neraca Massa di <i>Mixer</i>	72
Tabel 4.4	Neraca Massa di <i>Air Separation Unit</i>	72
Tabel 4.5	Neraca Massa di Reaktor-01.....	73
Tabel 4.6	Neraca Massa di <i>Desulfurizer</i>	74
Tabel 4.7	Neraca Massa di Kondenser Parsial-01.....	74
Tabel 4.8	Neraca Massa di Reaktor-03.....	75
Tabel 4.9	Neraca Massa di Kondenser Parsial -02.....	75
Tabel 4.10	Neraca Massa di Menara Distilasi.....	76
Tabel 4.11	Neraca Panas di Reaktor-01.....	76
Tabel 4.12	Neraca Panas di HE-01.....	77
Tabel 4.13	Neraca Panas di <i>Desulfurizer</i> -01.....	77
Tabel 4.14	Neraca Panas di Kondensor Parsial-01.....	78
Tabel 4.15	Neraca Panas di HE-02.....	78
Tabel 4.16	Neraca Panas di Reaktor-02.....	79
Tabel 4.17	Neraca Panas di Kondensor Parsial-02.....	79
Tabel 4.18	Neraca Panas di <i>Expansion Valve</i>	80
Tabel 4.19	Neraca Panas di HE-03.....	80
Tabel 4.20	Neraca Panas di Menara Distilasi.....	81
Tabel 4.21	Neraca Panas di HE-04.....	81
Tabel 4.22	Neraca Panas di HE-05.....	81
Tabel 4.23	Kebutuhan Air Pendingin.....	90
Tabel 4.24	Kebutuhan Air Steam.....	91
Tabel 4.25	Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	94
Tabel 4.26	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	94
Tabel 4.27	Jadwal Kerja.....	117
Tabel 4.28	Gaji Karyawan.....	118
Tabel 4.29	Harga indeks Tahun Perancangan.....	124
Tabel 4.30	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	133
Tabel 4.31	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	133
Tabel 4.32	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	134
Tabel 4.33	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	134

Tabel 4.34	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	134
Tabel 4.35	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	134
Tabel 4.36	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	135
Tabel 4.37	<i>Working Capital (WC)</i>	135
Tabel 4.38	<i>General Expenses (GE)</i>	135
Tabel 4.39	Total Biaya Produksi.....	135
Tabel 4.40	<i>Fixed Cost (Fa)</i>	136
Tabel 4.41	<i>Variabel Cost (Va)</i>	136
Tabel 4.42	<i>Regulated Cost (Ra)</i>	136



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Impor Metanol di Indonesia Tahun 2010-2019.....	4
Gambar 1.2	Grafik Ekspor Metanol di Indonesia Tahun 2015-2019....	6
Gambar 4.1	Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan.....	56
Gambar 4.2	Peta Lokasi Rencana Pabrik Metanol dengan Bahan Baku H ₂	57
Gambar 4.3	Lokasi Penjualan Metanol.....	58
Gambar 4.4	Layout Pabrik Metanol.....	65
Gambar 4.5	Tata Letak Alat Proses skala 1:10000.....	71
Gambar 4.6	Diagram Alir Kualitatif.....	82
Gambar 4.7	Diagram Alir Kuantitatif.....	83
Gambar 4.8	Skema Unit Pengolahan Air.....	104
Gambar 4.9	Struktur Organisasi.....	110
Gambar 4.10	Grafik Indeks Harga dan Tahun.....	124
Gambar 4.11	Grafik BEP.....	139

ABSTRAK

Metanol yang dikenal sebagai metil alkohol adalah senyawa kimia dengan rumus kimia CH_3OH . Pada "keadaan atmosfer" metanol berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun jika terminum bisa menimbulkan kebutaan dengan bau yang khas. Metanol digunakan sebagai *refrigerant*, anti beku, pelarut, bahan bakar, dan bahan baku industri MTBE (Metil tert-butyl eter), asam asetat, *formaldehid*. Prarancangan pabrik metanol kapasitas 185.000 ton/tahun dengan bahan baku batubara sebanyak 94.268,812 Ton/Tahun, CaO (katalis) sebanyak 3,5 Ton/Tahun, H_2 sebanyak 37.050,386 ton/Tahun, dan CuO-ZnO- Al_2O_3 (katalis) sebanyak 7,134 Ton/Tahun. Pabrik direncanakan akan dibangun di Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2024. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Proses produksi dilakukan dengan metode gasifikasi, Desulfurisasi dengan katalis CaO, dan pembentukan metanol menggunakan katalis CuO-ZnO- Al_2O_3 yang dilakukan pada 3 reaktor yaitu *Entrained Flow*, *Desulfurizer Tank*, dan *Fixed Bed Multitube* yang operasi pada suhu 1500°C , 500°C , 200°C dan semua reaktor pada tekanan 50 atm. Proses reaksi dijalankan secara *reversible* dan perbandingan pada *gasifier* komponen umpan mol reaktan antara batubara, oksigen, air adalah 1:2:0,5 dengan konversi 76% dari kandungan karbon dari batubara, sedangkan pada *desulfurizer tank* perbandingan antara membutuhkan 147,712 kg/jam CaO untuk mengikat sulfur, selain itu pada *fixed bed multitube* membutuhkan sebanyak CuO-ZnO- Al_2O_3 594,5 kg/jam untuk dapat mendapatkan hasil metanol yang sudah ditentukan dengan konversi 99%. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit kebutuhan air, *steam*, udara tekan, tenaga listrik dan bahan bakar. Kebutuhan utilitas meliputi air (air sungai) sebanyak 325.154,427 kg/jam dan listrik sebesar 1819.048 kW. Pabrik juga didukung laboratorium yang mengontrol mutu bahan baku dan produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Selain itu terdapat unit pengolahan limbah yang menangani limbah baik padat, cair, maupun gas yang dihasilkan dari proses produksi. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff*. Jumlah kebutuhan tenaga kerja sebanyak 200 orang. Hasil analisis ekonomi diperoleh, ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 46,75% dan 35,06%, POT sebelum dan sesudah pajak selama 1,6 dan 2 tahun, BEP 40,10% dan SDP 19,60%. Dari parameter kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik metanol ini layak untuk didirikan.

Kata kunci: Metanol, Gasifikasi, Batubara

ABSTRACT

Methanol, known as methyl alcohol, is a chemical compound with the chemical formula CH_3OH . In an "atmospheric state" methanol is a liquid, volatile, colorless, flammable and toxic if the terminal can cause blindness with a characteristic odor. Methanol is used as refrigerant, anti-freeze, solvent, fuel, and industrial raw materials for MTBE, acetic acid, formaldehyde. Design of a methanol plant with a capacity of 185.000 tons/year with coal as raw material as much as 94,268,812 tons / year, CaO (catalyst) as much as 3,5 tons / year, H_2 as much as 37.050.386 tons / year, and CuO-ZnO- Al_2O_3 (catalyst) as much as 7.134 tons / year. The factory is planned to be built in Bontang, East Kalimantan in 2024. The factory operates for 330 days in 1 year. The production process is carried out with the classification method, Desulfurization with CaO catalyst, and methanol ordering using a CuO-ZnO- Al_2O_3 catalyst which is carried out in 3 reactors namely Entrained Flow, Desulfurizer Tank, and Fixed Bed Multitube operating at 1500°C , 500°C , 200°C and all reactors. at a pressure of 50 atm. The reaction process is carried out reversibly and the ratio of the reactant mole feed component gasifier between coal, oxygen, air is 1: 2: 0.5 with a conversion of 99%, while in the desulfurizer tank the ratio between requires 147,712 kg/hour of CaO to bind sulfur, besides on multitube fixed bed requires CuO-ZnO- Al_2O_3 594,5 kg/hour to be able to obtain the methanol yield that has been determined with the conversion of all 76%. Plant process support units include units for the needs of air, steam, compressed air, electric power and fuel. The need for utilities including river water is 325.154,427 kg/hour and electricity of 1819,048 kW. The factory is also supported by a laboratory that controls the quality of raw materials and products according to the expected specifications. Processing waste, which is solid, liquid, or gas waste resulting from the production process. The company form is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational structure. The number of workers required is 200 people. The results of the economic analysis were obtained, ROI before and after tax was 46.75% and 35.06%, POT before and after tax for 1.6 and 2 years, BEP 40.10% and SDP 19.60%. From the above feasibility parameters, it can be denied that this methanol plant is feasible to establish.

Keywords: Coal, Gasification, Methanol

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia adalah salah satu negara yang mengalami perkembangan yang pesat akan industri kimia. Namun pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia tidak sebanding dengan penyediaan bahan baku yang dibutuhkan. Metanol adalah salah satunya, Metanol atau yang biasa disebut metil alkohol adalah suatu senyawa yang memiliki sifat fisis tidak berwarna, beracun dan memiliki bau yang khas.

Indonesia sampai saat ini masih mengimpor metanol dari negara lain. Seperti yang dilansir dalam laman CNBC Indonesia, metanol merupakan senyawa *intermediate* dan memiliki rumus CH_3OH yang menjadi bahan baku berbagai industri antara lain; industri asam asetat, formaldehid, metil tertier butil eter (MTBE), polivinil, poliester, karet, resin sintesis, farmasi, dimetil eter (DME) dan lain sebagainya. (CNBCIndonesia, 2019.)

Menurut Johnny Darmawan, Wakil Ketua Umum Kadin Indonesia Bidang Perindustrian, disaat kebutuhan metanol semakin meningkat, Indonesia baru memiliki satu produsen yang kapasitas produksinya 660.000 ton/tahun (CNBC Indonesia, 2019). Untuk memenuhi kebutuhan Indonesia akan metanol, Indonesia harus mengimpor metanol.

Pada umumnya metanol dapat diproduksi dari berbagai macam bahan baku. Bahan baku yang paling umum digunakan untuk pembuatan metanol adalah gas alam, tetapi selain gas alam terdapat minyak bumi dan kayu yang juga dapat menghasilkan metanol. Seiring berkembangnya teknologi saat ini metanol juga dapat dihasilkan dari batubara dengan menggunakan metode gasifikasi. Gasifikasi sendiri adalah suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gasmampu bakar (CO , CH_4 , dan H_2) melalui proses pembakaran dengan suplai udaraterbatas (20%-40% udara stoikiometri) (Guswendar, 2012). Mengingat keberadaan minyak bumi dan gas alam yang semakin menipis, batu bara dapat menjadi alternatif untuk bahan baku pembuatan metanol.

Keberadaan batubara di Indonesia sangat amat melimpah khususnya di daerah Sumatera dan Kalimantan, sesuai dengan data Kementerian ESDM tahun 2019 produksi batubara dalam negeri yaitu mencapai 610 juta ton. Namun, produksi batubara dengan skala besar ini dapat menyebabkan harga komoditas jatuh dan dapat merugikan negara. Melonjaknya nilai produksi batubara saat ini belum diimbangi dengan pemanfaatan yang maksimal sehingga dapat diprediksikan produksi batubara akan terus meningkat.

Sampai saat ini pemanfaatan batubara di Indonesia hanya digunakan untuk sumber energi pembakaran saja. Mengingat batubara yang diproduksi oleh Indonesia adalah kualitas rendah dan cenderung memiliki harga yang tidak terlalu tinggi yaitu sekitar US\$ 65.79 per ton dari data bulan September tahun 2019.

Di masa sekarang metanol dapat dibuat secara sintetis dari karbondioksida (batubara) dan hidrogen dengan cara gasifikasi, hal ini dapat menjadi salah satu solusi untuk memaksimalkan pemanfaatan batubara dan pemerintah dapat menekan dana impor metanol dari negara lain.

1.1.2 Tujuan

Prarancangan pabrik metanol dari batubara bertujuan:

1. Mendapatkan keuntungan dari pabrik yang didirikan.
2. Meningkatkan pendapatan negara pada sektor industri.
3. Memenuhi kebutuhan Metanol negara.
4. Mengurangi impor Metanol oleh negara.
5. Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan batubara (*low rank*) sebagai bahan baku.
6. Menciptakan lapangan pekerjaan dan turut serta berupaya dalam mengurangi angka pengangguran.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

1.2.1 Proyeksi Keberadaan Metanol Dalam Negeri

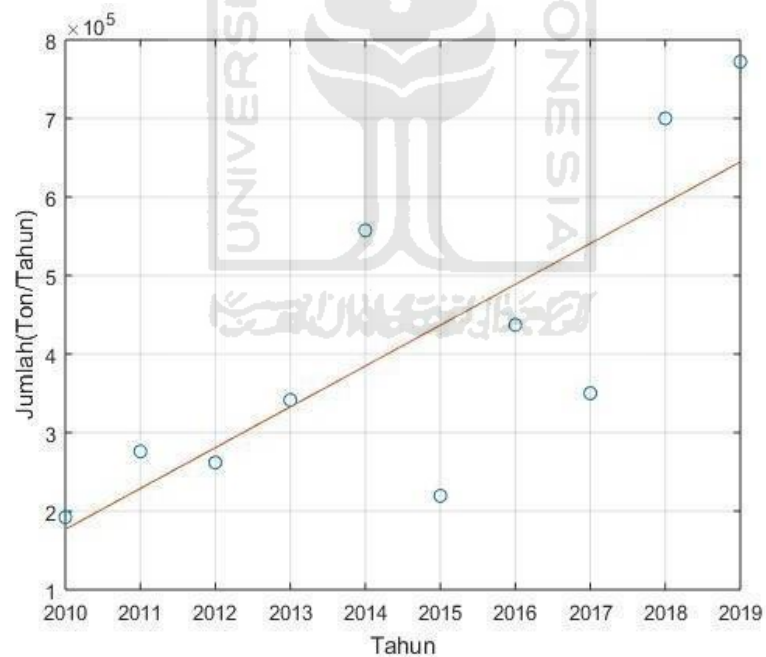
a. Impor Metanol di Indonesia

Disajikan data impor metanol pada rentang tahun 2015-2019
pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Data Impor Metanol dari tahun 2010-2019 (BPS,2020)

Tahun	Jumlah (Ton)
2010	192.224
2011	275.947
2012	261.866
2013	341.455
2014	557.362
2015	219.414
2016	436.988
2017	350.026
2018	699.946
2019	772.196

Berdasarkan Tabel 1.1 diatas diatas, data impor metanol di Indonesia pada 2015-2019 dapat disajikan pada grafik dibawah ini:



Gambar 1.1 Grafik Impor Metanol di Indonesia Tahun 2010-2019

Dari grafik tersebut dapat diperoleh hubungan antara tahun dan jumlah ton/tahun metanol di Indonesia yang dapat dinyatakan dalam persamaan regresi sebagai berikut:

$$y = 0,0005X - 1,0431$$

Dimana Y = Jumlah Impor Metanol (Ton/Tahun)

X = Tahun Impor Metanol

Prediksi angka impor metanol di Indonesia pada tahun 2020-2024 dapat dicari dengan menggunakan persamaan linear diatas, dengan menggunakan bantuan aplikasi matlab. Sebagai contoh, data yang akan dicari adalah prediksi impor metanol pada tahun 2024. Penyelesaiannya sebagai berikut:

```
>> x=[2010:2019];  
  
>> y=[192224 275947 261866 341455 557362 219414 436988  
350026 699946 772196];  
  
>> linregr(x,y)  
  
ans =  
  
1.0e+08 *  
  
0.0005 -1.0431  
  
>> xlabel('Tahun')  
  
>> ylabel('Jumlah(Ton/Tahun)')
```

>> title('Data Impor Metanol di Indonesia tahun 2010-2019')

>> persamaanimpor=@(x)ans(1,1)*x+ans(1,2);

>> Impor=persamaanimpor(2024)

Impor =

9.0458e+05

Dengan melanjutkan perhitungan diatas, dapat ditemukan prediksi impor metanol pada tahun 2020-2024. Prediksi data tersebut disajikan dalam Tabel 1.2 dibawah

Tabel 1.2 Prediksi Impor Metanol di Indonesia dari tahun 2020-2024

Tahun	Jumlah (Ton)
2020	696.650
2021	748.360
2022	800.610
2023	852.600
2024	904.580

b. Ekspor Metanol di Indonesia

Disajikan data ekspor metanol pada rentang tahun 2015-2019 pada Tabel 1.3

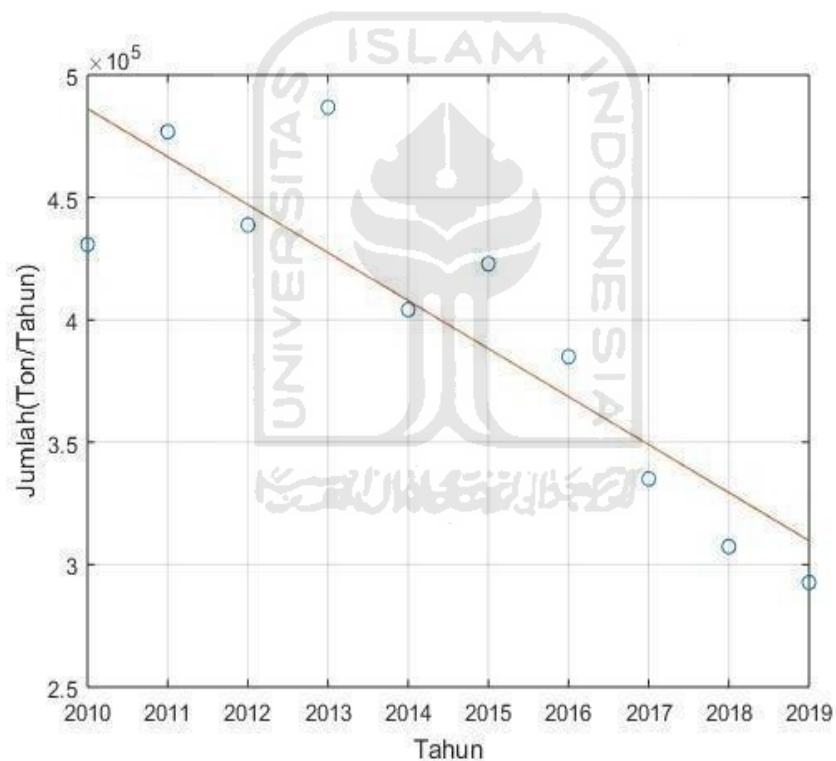
Tabel 1.3 Data Ekspor Metanol di Indonesia dari tahun 2010-2019

(BPS,2020)

Tahun	Jumlah (Ton)
2010	430.788
2011	476.837

2012	438.742
2013	486.818
2014	404.152
2015	422.884
2016	384.934
2017	335.008
2018	307.366
2019	292.694

Berdasarkan Tabel 1.3 diatas diatas, data ekspor metanol di Indonesia pada 2015-2019 dapat disajikan pada grafik dibawah ini:



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Metanol di Indonesia Tahun 2015-2019

Dari grafik tersebut dapat diperoleh hubungan antara tahun dan jumlah ton/tahun metanol di Indonesia yang dapat dinyatakan dalam persamaan regresi sebagai berikut:

$$y = -0,002X + 3,9891$$

Dimana Y= Jumlah Impor Metanol (Ton/Tahun)

X=Tahun Impor Metanol

Prediksi angka ekspor metanol di Indonesia pada tahun 2020-2024 dapat dicari dengan menggunakan persamaan linear diatas, dengan menggunakan bantuan aplikasi matlab. Sebagai contoh, data yang akan dicari adalah prediksi ekspor metanol pada tahun 2024. Penyelesaiannya sebagai berikut;

```
>> x=[2010:2019];  
>> y=[430788 476837 438742 486818 404152 422884 384934  
335008 307366 292694];  
>> linregr(x,y)  
ans =  
  
1.0e+07 *  
  
-0.0020  3.9891  
  
>> xlabel('Tahun')  
  
>> ylabel('Jumlah(Ton/Tahun)')  
  
>> title('Data Ekspor Metanol di Indonesia tahun 2010-2019')
```

>> persamaan_ekspor=@(x)ans(1,1)*x+ans(1,2);

>> Ekspor=persamaan_ekspor(2024)

Ekspor =

2.1178e+05

Dengan melanjutkan perhitungan diatas, dapat ditemukan prediksi ekspor metanol pada tahun 2020-2024. Prediksi data tersebut disajikan dalam tabel 1.4 dibawah

Tabel 1.4 Prediksi Ekspor Metanol di Indonesia dari tahun 2020-2024

Tahun	Jumlah (Ton)
2020	290.200
2021	270.590
2022	250.990
2023	231.380
2024	211.780

c. Produksi Metanol di Indonesia yang Sudah Ada

Indonesia hanya mempunyai satu pabrik metanol, dengan nama PT. Kaltim Metanol Indonesia (PT. KMI). Menurut situs resminya, samapai ditahun 2017, kapasitas produksi metanol masih dengan jumlah 550.000 ton/tahun. Namun, setelah adanya peningkatan kualitas di tahun 2018, PT. KMI sudah berkapasita 660.000 ton/tahun. Dengan asumsi, kemungkinan sampai tahun 2024 kapasitas produksi PT. KMI akan tetap 660.000 ton/tahun dan tidak ada peambahan pabrik metanol lain,dapat disajikan data produksi metanol di Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1.5 Produksi Metanol di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2015	550.000
2016	550.000
2017	550.000
2018	660.000
2019	660.000

d. Konsumsi Metanol

Didapatkan data konsumsi metanol untuk industri di Indonesia

Tabel 1.6 Konsumsi Metanol di Indonesia, (Kementrian perindustrian, 2019)

Tahun	Jumlah(ton)
2012	373.124
2013	404.637
2014	703.210
2015	346.530
2016	602.054
2017	565.018
2018	1.052.580
2019	1.139.502

Dengan cara yang sama dengan memperoleh prediksi ekspor dan impor metanol, didapatkan prediksi konsumsi metanol pada tahun 2024 adalah sebesar 1.520.900 ton.

1.2.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas dilakukan dengan berdasarkan prediksi ekspor, impor dan konsumsi metanol pada tahun pabrik akan berjalan yaitu tahun 2024 dengan menggunakan metode regresi linear yang dibantu dengan aplikasi matlab. Produksi metanol juga diasumsikan tetap sebanyak 660.000 ton pada tahun 2024. Analisa dilakukan berdasarkan perhitungan dibawah ini:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan pasar 2024} &= [\text{ekspor} + \text{konsumsi}] - \text{impor} \\ &= [211.780 + 1.520.900] - 904.580 \\ &= 810.100 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kekosongan pasar 2024} &= \text{kebutuhan pasar} - \text{produksi} \\ &= 810.100 - 660.000 \\ &= 150.100 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dengan kekosongan pasar di Indonesia ditahun 2024 sebesar 150.100 ton/tahun, prarancangan ini akan dirancang berupa produksi metanol dengan kapasitas 185.000 ton/tahun. Surplus dari kekosongan pasar ini akan digunakan untuk mengurangi jumlah impor metanol dan menambah nilai ekspor ke negara di Asia yang masih membutuhkan banyak metanol. Ketersediaan dari batu bara sebagai bahan baku juga tidak menjadi masalah, karena pada tahun 2019 Indonesia menghasilkan 610 juta ton

batu bara dan besar kemungkinan jumlah tersebut meningkat ditahun-tahun selanjutnya.

1.3 Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk produksi metanol adalah batubara sub-bituminus (*Low rank*), gas hidrogen (H_2), katalis kalsium oksida (CaO), dan katalis alumina ($CuO-ZnO-Al_2O_3$). Kebutuhan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen-produsen dalam negeri dan luar negeri. Indonesia merupakan negara penghasil barang tambang terbesar di dunia, salah satunya yaitu batubara. Beberapa daerah penghasil batubara terbesar di Indonesia, yaitu Sumatra Selatan (22.240,40 juta ton), Kalimantan Timur (19.567,79 juta ton), Kalimantan Selatan (8.674,56 juta ton), dan Riau (2.057,22 juta ton). (Wisn, 2011)

1.4 Tinjauan Pustaka

Senyawa metanol adalah suatu cairan yang memiliki sifat fisis tidak berwarna, mudah menguap atau volatil, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas pada keadaan atmosfer. Senyawa kimia yang satu ini memiliki nama lain metil alkohol, *wood* alkohol, atau spiritus. Rumus kimia dari metanol adalah CH_3OH yang merupakan senyawa alkohol dengan satu gugus hidrogen.

Metanol merupakan bahan kimia dasar yang banyak digunakan dalam berbagai industri sebagai senyawa *intermediate* yang menjadi bahan baku berbagai industri antara lain: industri asam asetat, formaldehida, metil tertier butil eter (MTBE), polivinil, poliester, karet, resin sintesis, farmasi, Dimetil Eter (DME), dan

lain sebagainya. Untuk Indonesia sendiri, 80% pembeli metanol adalah industri formaldehida yang menghasilkan *adhesives* untuk *plywood* dan industri *wood processing* lainnya. (*Indonesian Commercial Newsletter*, 2010)

Metanol juga diproyeksikan sebagai bahan bakar alternatif masa depan karena memiliki bilangan oktan yang tinggi dengan pembakaran yang lebih sempurna sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar langsung, 2 metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to-Olefins*(MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels*. (Nonam Park et al., 2014)

1.4.1 Macam-macam proses produksi methanol

a. Metode distilasi destruktif kayu (penyulingan kayu)

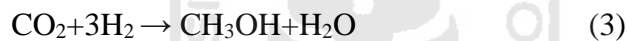
Salah satu proses pembuatan metanol adalah menggunakan penyulingan kayu (*wood distillation*), dimana proses ini menggunakan panas untuk memproduksi arang dan metanol dari kayu, setelah kayu dipanaskan, perlahan kayu tersebut terbakar dan melepaskan gas metanol. Gas tersebut lalu dikondensasikan untuk didapatkan metanol cair (*Mc Ketta*, 1983).

b. Metode Sintesis Gas Alam

Proses ini menggunakan senyawa hidrokarbon sebagai bahan baku utama. Dalam proses oksidasi parsial hidrokarbon, didapatkan produk yang mengandung gas parafin adalah

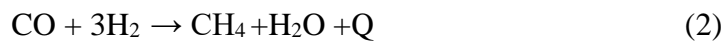
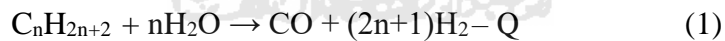
metanol, formaldehid, aseton, asetaldehid, aldehid, keton, alkohol tingkat tinggi. Proses ini berjalan pada tekanan 20,27–30,4 bar dengan suhu 8000°C, dengan menggunakan katalis nikel, paladium, tembaga, dan oksidasi dari logam –logam tersebut (Mc Ketta, 1983).

Adapun reaksi pembuatan metanol dengan sintesis gas alam secara ringkas ialah sebsagai berikut:

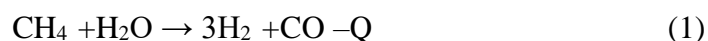


Berikut tahapan reaksi proses sebelum pembentukan metanol:

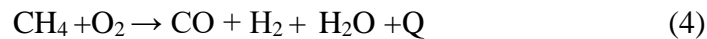
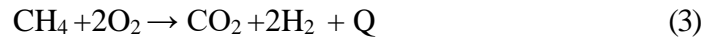
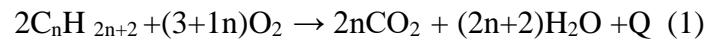
- **Prereform:** Gas alam direaksikan dengan *super steam superheated* dengan reaksi:



- **Reforming** : Mengubah CH₄ menjadi CO dan H₂ dengan bantuan steam, dengan reaksi:



- **Autothermal** : mengubah sisa CH₄ dengan steam dan O₂, dimana reaksi parsial dan sempurna berlangsung sekaligus, dengan reaksi:



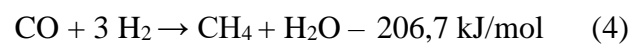
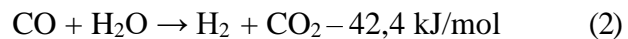
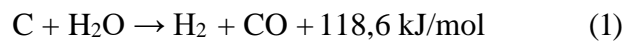
- **Sintesis:** gas-gas CO, CO₂, dan H₂ lalu disintesis dalam reaktor dengan katalis.
- **Distilasi :** Hasil dari sintesis gas di unit memiliki kemurnian 70%. Untuk mendapatkan kemurnian yang lebih tinggi, maka dilakukan tahap akhir yaitu dengan distilasi.

c. Metode Gasifikasi

Gasifikasi adalah salah satu proses konversi termal biomassa dan batubara menjadi gas pemanan bakar (*combustable gases*). *Carbonaceous solid fuels* tersebut direaksikan dengan oksigen, udara, *steam*, atau campurannya menjadi terutama: karbon monoksida (CO), hidrogen (H₂), metan (CH₄), karbondioksida (CO₂), sedikit hidrokarbon (etena, etana). Campuran gas-gas ini lebih fleksibel atau lebih praktis daripada bahan padat asalnya untuk digunakan sebagai sumber energi panas maupun sumber bahan baku industri kimia seperti sebagai bahan baku pembuatan metanol, dimetil eter, etilen dan propilen, amonia/urea, *Fischer Tropsch fuel*, SNG (*synthetic natural gas*), dan bahan bakar hidrogen (Prof. Dr.

Herri Susanto, IPM, 2018). Prinsip dasar reaksi yang terjadi di dalam metode gasifikasi ini ialah sebagai berikut:

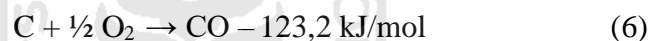
- Gasifikasi



- *Hydrogasification*



- *Combution gas*



Gambar 1.3 Reaksi Metode Gasifikasi Batubara

Dalam kasus ini bahan baku yang akan digasifikasikan adalah batubara, gasifikasi batubara pada dasarnya merupakan suatu proses perubahan menjadi gas yang lebih mudah terbakar dengan klasifikasi berdasarkan nilai panas (*heating value*) yaitu *low-btu* (180-350 Btu/scf), *medium-btu* (250-500 Btu/scf), *high-btu* (950-1000 Btu/scf). Perubahan batubara menjadi gas yang mudah terbakar terjadi melalui beberapa proses kimia dalam reaktor gasifikasi. Tahap awal setelah batubara mendapat perlakuan awal (ukuran butir diperkecil hingga ukuran butir tertentu), sebagai *feed stock*, mengalami pemanasan sampai temperatur reaksi dan mengalami pirolisa atau pembakaran. (Sukandarrumidi, 2006)

Pembakaran yang terjadi disini adalah pembakaran tidak sempurna (*partial combustion*) dengan rasio batubara lebih besar dari stoikiometri reaksi atau oksigen dibuat tidak mampu mengkonversi seluruh karbon menjadi karbondioksida. Dalam reaktor gasifikasi, produk gasifikasi yaitu CO dan H₂, bercampur dengan produk pirolisa. Distribusi berat dan komposisi berat gas yang terjadi dipengaruhi oleh beberapa kondisi antara lain temperatur, kecepatan pemanasan, tekanan, *residence time*, dan jenis umpan batubara. (Sukandarrumidi, 2006)

Panas gasifikasi cenderung diklasifikasikan berdasarkan nilai panas, tetapi dapat pula digolongkan berdasarkan atas transportasi dan kondisi sistem reaksi dalam reaktor yaitu: (Sukandarrumidi, 2006)

i. *Fixed Bed*

Pada proses gasifikasi cara ini, gravitasi menguasai sistem partikel-partikelnya tidak dapat bergerak dan membentuk suatu tumpukan atau *solid bed*. Penghembusan gas pereaksi uap dan O₂ dari bawah berlawanan dengan arah suplai partikel batubara ukuran 3-30 mm dengan *residence time* 1-5 jam.

ii. *Fluidized Bed*

Pada proses gasifikasi ini, kehilangan tekanan (*pressure loss*) sedemikian besar sehingga daya dorong di bagian bawah *bed* membuat kesetimbangan dengan gaya gravitasi sehingga batubara yang diinjeksikan dari atas dalam bentuk serbuk berukuran antara

0,1-5 mm berada dalam keadaan melayang dan juga berakibat permukaan reaksi menjadi lebih luas sehingga reaksi lebih cepat dengan *residence time* 15-50 detik. Pada reaktor *fluidized bed* gas pereaksi masuk dari bawah.

iii. *Entrained Bed*

Pada proses gasifikasi cara ini, kecepatan pereaksi sedemikian tinggi sehingga membuat partikel-partikel solid batubara terbawa oleh gas (*transport pneumatic*). Dalam hal ini diperkenalkan istilah

Partikel *cloud* (bukan dinamakan *bed* lagi). Untuk partikel batubara disebut dengan *powder coal* dengan ukuran partikel lebih kecil dari 0,5 mm dengan *residence time* antara 1-5 detik. Pada reaktor ini pemasukan gas pereaksi dan batubara searah dari atas.

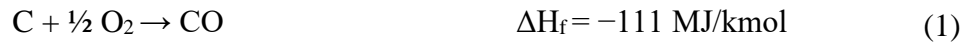
Di bawah ini adalah reaksi yang terjadi pada gasifier

Entrained Flow

➤ Gasifikasi

Pada proses gasifikasi karbon padat dari batu bara maupun biomassa terjadi proses reaksi kimia yang menghasilkan karbon dan gas CO, CO₂, H₂, H₂O dan N₂ sebagai inert yang didapat dari reaksi-reaksi berikut.

Reaksi gasifikasi,



Reaksi Boudouard,



Water gas reaction,



(Higman, 2008)

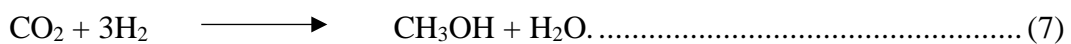
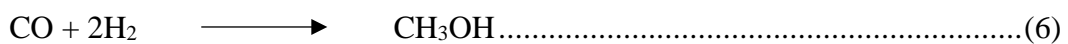
Tabel 1.7 perbandingan antara reaktor *fixed bed*, *fluidized bed*, dan *entrained bed*

Parameter	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Bed</i>
Ukuran umpan	< 51 mm	< 6 mm	< 0,15 mm
Toleransi kehalusan partikel	Terbatas	Baik	Sangat baik
Toleransi kekerasan partikel	Sangat baik	Baik	Buruk
Toleransi jenis umpan	Batubara kualitas rendah	Batubara kualitas rendah dan biomassa	Segala sejin batubara tetapi tidak cocok untuk biomassa
Kebutuhan oksidan	Rendah	Menengah	Tinggi

Lanjutan Tabel 1.7 perbandingan antara reaktor *fixed bed*, *fluidized bed*, dan *entrained bed*

Kebutuhan kukus	rendah	Menengah	Tinggi
Kondisi operasi	T= 1000 °C P= atmosferik	T= 800-9000 °C P= atmosferik	T= >1200°C P= 40-50 atm
Temperatur gas keluaran	250-300 °C	500 °C	760 °C
Produksi abu	Kering	Kering	<i>Slagg</i>
Kapasitas penggunaan	Kecil	Menengah	Besar
Permasalahan	Produksi tar	Konversi karbon	Pendinginan gas produk
Output	600 kg/h	500-700/h	>2000 kg/h
Kelebihan	<i>Yield</i> tinggi	Tekanan rendah dan <i>yield</i> tinggi	<i>yield</i> tinggi, Konversi karbonnya tinggi
Kelemahan	Temperatur dan Tekanan rendah	Temperatur dan Temperat masih tinggi	Tekanan dan Temperature sangat tinggi

Untuk Reaksi sintesa methanol yang terjadi setelah adanya gasifikasi batubara adalah hidrogenasi karbon dioksida dan karbon monoksida. Reaksi yang terjadi adalah:



1.4.2. Batubara

Berikut macam-macam tipe dan kelas batu bara

Tabel 1.8 Tipe Batubara

Tipe	Kelas	Karbon tetap (%)	Kalori (kkal/kg)	Harga (USD/ton)
Antrasit	<i>High Rank</i>	91,8	8300	130-160
Bituminus	<i>Moderate Rank</i>	82,8	7000-8000	98-125
Sub-Bituminus	<i>Low-Rank</i>	46,6	6000	78-90
Lignit		29,3	1500-4500	55-78

Dari Tabel 1.8 dapat ditelaah bahwa batubara antrasit merupakan batubara dengan kualitas terbaik karena memiliki nilai kalor tertinggi namun harga paling mahal. Sementara batubara sub-bituminus dan lignit merupakan batubara dengan kualitas rendah karena nilai kalori yang kecil dan harganya pun murah.

Ada beberapa sifat batubara yang harus diperhatikan ketika memilih batubara untuk suatu kegiatan produksi, diantaranya adalah sebagai berikut:

a. kadar sulfur

Kadar sulfur adalah salah satu elemen pembakaran dalam batubara dan menghasilkan energi, hasil pembakaran utamanya sulfur dioksida (SO_2), adalah bahan polutan utama bagi atmosfer.

b. Karakteristik pembakaran

Batubara haruslah yang bersifat dapat terbakar bebas, bila batubara akan dibakar pada tempat yang stasioner dengan pergerakan kecil.

c. Daya tahan terhadap cuaca

Daya tahan terhadap cuaca dari suatu batubara adalah suatu ukuran tentang kemampuan batubara tetap berada dalam keadaan terbuka unsur-unsur lingkungan tanpa mengalami pecah-pecah yang berlebihan. Semua pembangkit besar yang menggunakan bahan bakar batubara, biasanya menyimpan cadangan batubara dalam tumpukan besar di dekat pusat pembangkit tersebut.

d. Temperatur pelunakan abu

Temperatur pelunakan abu adalah suatu pertimbangan penting pula dalam pemilihan batubara untuk suatu sistem pembangkit tertentu. Temperatur pelunakan abu adalah temperatur dimana abu menjadi sangat plastis, beberapa derajat di bawah titik lebur abu.

e. Kemampuan untuk digerinda

Sifat penting lainnya yang harus diperhatikan ketika memilih batubara untuk suatu pusat pembangkit ialah indeks dapat digerindanya. Hal ini khususnya berlaku untuk sistem-sistem tenaga yang menggunakan serbuk batubara dimana batubara digerinda menjadi serbuk tepung yang sangat halus.

f. Kandungan energi batubara

Kadar energi atau nilai pembakaran batubara adalah sifat yang sangat penting. Nilai pembakaran menunjukkan jumlah energi kimia yang terdapat dalam suatu massa bahan bakar

1.4.3 Spesifikasi Produk

Metanol (CH₃OH) (Mc. Ketta,1988):

- Sifat Fisika:

Fase	: Cairan jernih pada suhu kamar
Berat Molekul	: 32 kg/kmol
Titik didih (1,01 bar)	: 65 °C
Titik lebur (1,01 bar)	: -97 °C
Viskositas	: 0,5945 cp
Densitas (25°C)	: 0,786 kg/m ³
Tekanan kritis	: 80,96 bar
Temperatur kritis	: 239,43°C

- Sifat Kimia:

- Tidak memiliki sifat adisi yang kuat
- Klor dan brom dapat mensubstitusi atom H dari metanol
- Sulfonasi dengan asam sulfat berasap membentuk methanol sulfonat
- Bereaksi dengan Na membentuk gas H₂ dan garam Na metanolat
- Termasuk golongan senyawa kimia beracun
- Oksidasi dengan oksidator kuat (KMnO₄ dalam asam) menghasilkan asam formiat dan dapat teroksidasi lebih lanjut membentuk CO₂ dan H₂O

- Merupakan pelarut yang baik untuk senyawa organik

1.4.4 Spesifikasi Bahan Baku

a) Batubara (*Low-rank*)

Jenis Batubara	: Sub-Bituminus
Daerah	: Kalimantan Selatan, Sulawesi Selatan, dll
Karbon fixed (C)	: 32,95 %
Volatile Matter (VM)	: 26,40 %
Ash	: 24,20%
Kalori	: 4.348 kkal/kg
Komponen	:
C	: 78,5%
H ₂	: 5,5%
N ₂	: 1,6%
S	: 0,7%
O ₂	: 8%
Ash	: 5,7%

b) Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,02 kg/kmol
Titik didih	: 100 °C
Densitas (25 °C)	: 0,99747 kg/m ³
Kapasitas panas	: 4178,43 kJ/kg.K
Konduktivitas panas	: 6,04026 x 10 ⁻³ kW/m.K (Othmer, 1981)

c) Oksigen

Rumus molekul	: O ₂	
Berat molekul	: 31,9988 kg/kmol	
Titik didih	: -183 °C	
Temperatur kritis	: -188,6 °C	
Konduktivitas panas	: 0,026 W/m, °C	(Perry, 2017)

d) Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂	
Berat molekul	: 2,0156 kg/kmol	
Titik didih	: -259,2 °C	
Temperatur kritis	: -239,35 °C	
Konduktivitas panas	: 0,14 W/m, °C	(Perry, 2017)

Pemilihan Metode yang akan digunakan, dari ketiga metode gasifikasi batubara, dipilih menggunakan gasifikasi batubara dengan reaktor *Entrained Flow* karena: kapasitas yang cukup besar dan reaktor *entrained flow* lebih efisien dibandingkan dengan kedua reaktor lainnya, karena konversi karbonnya yang tinggi. Jenis reaktor ini juga tidak memerlukan *pre-treatment* untuk umpan yang terlalu sulit.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik Metanol dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas yang akan ditunjukkan pada Tabel 2.1.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk



Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

Parameter	Spesifikasi						
	Bahan Baku			Bahan Pembantu			Produk
Nama Senyawa	Batubara	Air	Oksigen	Kalsium Oksida	Alumina	Hidrogen	Metanol
Rumus Kimia	$C_{75}OH_5O_{20}$	H_2O	O_2	CaO	CuO-ZnO- Al_2O_3	H_2	CH_3OH
Berat Molekul	1136,37 gr/mol	18 gr/mol	32 gr/mol	56,077 gr/mol		2 gr/mol	32,04 gr/mol
Fase	Padat	Cair	Gas	Padat	Padat	Gas	Cair
Kemurnian	-	100%	95 %	-	-	99%	99,85 %
Titik Lebur	-	0°C	-218,8°C	-	-	-259,16°C	-97°C
Titik Didih	-	100°C	-183°C	-	-	-252,879°C	64,7°C
<i>Bulk density</i> /Densitas	720,83 – 961,11 kg/m ³	0,99747 kg/m ³	1,429 g/L	2611 kg/m ³	1700 kg/m ³	0,08988 g/L (0 °C, 1 atm)	792 kg/m ³

Lanjutan Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

Viskositas	1,33 cP (@ 20 ⁰ C)	0,899cP (pada 25 ⁰ C)	-	-	-	-	0.59 mPa·s at 20 °C
<i>Heating value</i>	21,35 – 25,54 MJ/kg	-	-	-	-	-	-
<i>Spesific heat</i>	1,1 kJ/kg.K	4178,43kJ /kg.K	-	-	-	14,31 kJ/kg.K	2,53 kJ/kg.K
Sumber	(Perry, 1999)	(Othmer, 1 981)	(Perry, 1999)	(www.Alibaba.c om)	(www.alibaba.c om)	(Perry, 1999)	(Kirk Othmer, 1998) (Perry,1999)

2.2 Pengendalian Kualitas

Untuk memenuhi kualitas produk yang memenuhi standar maka dibutuhkan kualitas yang sudah sesuai dengan standar proses yang telah ditetapkan, pengawasan dan pengendalian terhadap proses melalui sistem kontrol sehingga diperoleh produk yang memiliki kualitas dan dapat dipasarkan. Tujuan dilakukan pemeriksaan untuk menjaga stabilitas kualitas produk dan mengetahui apakah proses berjalan dengan normal atau tidak. Bila terjadi masalah dapat segera dilakukan tindakan pengendalian agar tidak timbul masalah yang jauh lebih besar dan mengakibatkan kualitas dari produk terganggu. Adapun pengendalian yang dilakukan:

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi, analisa atau pengujian dilakukan terhadap bahan baku. Bahan baku terdiri dari Batubara. Tujuan pengujian ini dilakukan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan di dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan seperti kelarutan dalam air, densitas, titik lebur, dan lain sebagainya.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan pembantu

Bahan-bahan pembantu seperti katalis kalsium oksida, katalis alumina, dan gas hidrogen untuk proses pembuatan metanol di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Adanya pengawasan dan pengendalian produksi yang dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan harus sudah dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan ini dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.2.4 Pengendalian proses produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

2.2.4.1 Alat sistem control

Pengawasan dan pengendalian jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* maupun secara manual yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan indikator yang telah ditetapkan tersebut atau di *setting* baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *setting* semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan pada kondisi tertentu antara lain:

a. *Temperature Control (TC)*

Merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa suara dan nyala lampu.

b. *Flow Control (FC)*

Merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatu dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

c. *Level Control (LC)*

Merupakan alat yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

2.2.4.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Contohnya : (\neq)
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (---)

- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan *level*) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.2.5 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan.

2.2.6 Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan Pengendalian

kualitas produk pada waktu pemindahan dari satu tempat ke tempat lain yaitu berupa pengawasan produk terutama methanol pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

2.3.1 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu juga merupakan salah satu bagian yang penting dalam mencapai kualitas produk yang diinginkan. Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.3.2 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

Tabel 2.3 Daftar Sistem Kontrol yang Digunakan pada Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumen
1.	Tangki <i>Mixer</i>	M-01	<i>Temperature Control (TC)</i> <i>Level Control (LC)</i>
2.	<i>Reactor</i>	R-01 R-03	<i>Temperature Control (TC)</i> Pressure control (PC)
3.	<i>Desulfurizer</i>	R-02	<i>Temperatur Control (TC)</i> <i>Pressure Control (PC)</i>
4.	Tangki	T-01	<i>Level control (LC)</i>
5.	<i>Expansion valve</i>	EV-(01-02)	<i>Pressure controle (PC)</i>
6	Pompa	P-(1-4)	<i>Level control (LC)</i> <i>Pressure Control (PC)</i>

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Pada perancangan pabrik metanol dengan metode gasifier penulis harus memilih proses yang tepat agar proses produksi metanol dapat berjalan secara efektif dan efisien, serta dapat menghasilkan kualitas produk yang sudah diinginkan.

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Persiapan Bahan Baku dan Gasifikasi

Tahap awal sebelum batubara memasuki reaktor *gasifier*, batubara diperkecil ukurannya terlebih dahulu dengan menggunakan alat *Roll Mill* (C-01) yang mana nantinya akan menghasilkan ukuran batubara sebesar 100 μ atau 0,1 mm sesuai dengan persyaratan reaktor dan mudah tercampur dengan air nantinya. Setelah diperkecil batubara dicampurkan dengan air didalam Tangki *Mixer* berpengaduk (TP-01), karena fase yang dibutuhkan untuk masuk ke dalam reaktor adalah *slurry*.

Campuran batubara tersebut dimasukan kedalam reaktor *gasifier* dengan tipe *entrained flow* (R-01). Reaktor *gasifier* tipe ini memiliki suhu kondisi operasi 1400-1700 °C dengan tekanan mulai dari 40-50 atm. Media gasifikasi yang digunakan dalam reaktor ini adalah oksigen dengan kemurnian 100% (v/v). Dalam proses ini menghasilkan syngas yaitu H₂, CO, CO₂, H₂O, dan *slagging*. Suhu hasil keluaran dari reaktor *gasifier* berkisar 760 °C.

Proses penghilangan sulfur dilakukan pada *Desulfurizer tank* (R-02) dibantu dengan menggunakan katalis CaO. Kondisi operasi di dalam desulfurator ini berkisar 50 atm dan bersuhu 500 °C. Gas yang dihasilkan dari proses diharapkan sudah tidak mengandung sulfur lagi sehingga dapat mempermudah produksi metanol selanjutnya.

3.1.2 Tahap Proses Sintesa Metanol

Syngas yang dihasilkan kemudian dialirkan ke *Reaktor Fixed Bed Multitube* (R-03). Reaksi pembentukan metanol berlangsung pada suhu 200 °C dan memiliki tekanan 50 atm, pada reaktor ini digunakan katalis CuO-ZnO-Al₂O₃ untuk mempercepat reaksi. Reaktor ini bersifat eksotermis sehingga panas reaksi harus segera dipindahkan untuk mencegah terjadinya reaksi samping. Penghilangan panas tersebut dilakukan dengan mengalirkan *Dowtherm A* pada bagian *shell* reaktor dan semua *tube* katalis terendam dalam *Dowtherm A* sehingga temperatur reaktor dapat terkendali.

Temperatur gas keluaran dari reaktor ini didinginkan menggunakan kondensor (KD-02) yang nantinya keluaran kondensor tersebut akan mengalir ke separator (S-02) untuk memisahkan antara fase cair (*crude* metanol) dan uap. Fase cair yang dihasilkan dari separator akan diproses lebih lanjut untuk dimurnikan. Reaksi dengan konversi 76% yang terjadi pada tahap pembentukan metanol adalah sebagai berikut:



3.1.3 Tahap Pemurnian

Untuk memasuki proses pemurnian *crude* methanol yang berupa campuran metanol dan air, tekanan pada *crude* metanol harus diturunkan terlebih dahulu, dari 50 atm ke 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-02) , dan kemudian dinaikkan kembali suhunya menggunakan *heat exchanger* (H-03) ke temperatur bubble point umpan menara distilasi (D-01) yaitu 70-77 °C. Selanjutnya dialirkan ke menara distilasi (D-01) agar menjadi metanol grade AA 99,85% berat. Proses pemisahan campuran methanol dan air (*crude* methanol) menjadi methanol yang memiliki konsentrasi 99,85% ini bergantung pada *relative volatility* dari komponen umpan. Komponen yang lebih *volatil* (*low boilers*) cenderung membentuk fase uap sedangkan komponen yang kurang *volatile* (*high boilers*) akan cenderung membentuk fase *liquid*. Dalam kasus ini komponen yang lebih *volatil* dan membentuk fase uap adalah metanol, dan yang kurang *volatil* dan membentuk fase *liquid* adalah air.

Hasilnya uap akan naik ke atas saling berkontak dengan liquid di setiap *tray* sehingga uap akan lebih kaya pekat dengan methanol (*low boiler*) dan *liquid* akan lebih kaya dengan air (*high boiler*). *Liquid* yang mencapai dasar kolom akan diuapkan dengan sebagian di *reboiler* (RB-01) untuk penyediaan uap yang akan kembali naik ke puncak kolom pada kondisi operasi *bottom* 119 °C. Sedangkan sebagian lainnya akan diambil sebagai

produk berupa campuran metanol dan air yang masing-masing memiliki konsentrasi 99,85% dan 0,15%. Uap yang mencapai puncak kolom akan dikondensasi total dan didinginkan pada kondisi operasi distilat 49 °C, menjadi *liquid* oleh *condenser* (KD-03). Sebagian *liquid* ini akan dikembalikan ke kolom sebagai *reflux* dan sebagian lagi dialirkan ke *storage tank* (T-01) sebagai produk yang siap dipasarkan.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Mixer

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki *Mixer*

Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan H ₂ O dan batubara untuk jadi umpan gasifier (<i>slurry</i>)
Jenis	Tangki <i>mixer</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Tekanan	1 atm
Kode	M-01
Temperatur	25-30 ⁰ C
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	3,048 m
- Tinggi <i>shell</i>	4,876 m
- Tebal <i>shell</i>	6,353 mm
- Volume <i>shell</i>	35,565 m ³
- Tinggi Reaktor	4,9 m

Lanjutan Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki *Mixer*

- Volume Reaktor	36,123 m ³
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,643 m
- Tebal <i>head</i>	5/16 in
- Volume <i>head</i> :	0,555 m ³
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Flat blade turbine</i>
- Jumlah <i>impeller</i>	2
- Kecepatan putar	70 rpm
- Daya	1 Hp
- Jumlah unit	1
Harga	\$ 279.609

3.2.2 Gasifier, Desulfurizer, dan Fixed Bed Multi Tube

Tabel 3. 3 Spesifikasi Gasifier, Desulfurizer, dan Fixed Bed Multi Tube

Nama alat	<i>Gasifier</i>	<i>Desulfurizer</i>	Reaktor Metanol
Kode	R-01	R-02	R-03
Fungsi	Tempat pembentukan syngas dari batubara	Tempat menghilangkan H ₂ S dalam syngas	Tempat pembentukkan crude metanol
Tipe/jenis	<i>Entrained Flow</i>	<i>Plug Flow</i>	<i>Fixed bed multitube</i>
Jumlah	1	1	1
Katalis/ <i>packing</i>	-	CaO	CuO-ZnO-Al ₂ O ₃
Kondisi operasi			
P, bar	50	50	50
T, °C	1500	500	200
Bahan konstruksi	<i>Hastelloy S</i>	<i>Hastelloy C-22</i>	<i>High alloy steel SA 167 grade 3</i>
Dimensi <i>shell</i>			
Tinggi, m	6,6558	5,5	11,817
Diameter, m	1,273	2,382	1,864
Tebal, m	0,377	0,086	0,045
Dimensi <i>head</i>			

Lanjutan Tabel 3. 4 Spesifikasi *Gasifier, Desulfurizer, dan Fixed Bed Multi Tube*

Tipe/ jenis	<i>Standart dished head (atas)</i> Conical (bawah)	<i>Standart dished head</i>	<i>Elliptical dished head</i>
Tinggi, m	0,212 (atas) 0,362 (bawah)	0,431	0,509
Tebal <i>head</i> , m	0,007 (atas) 0,008 (bawah)	0,023	0,031
Isolasi			
Bahan isolasi	Lapisan A : <i>High Density</i> Alumina Lapisan B : <i>Low Density</i> Alumina Lapisan C : <i>Hastelloy S</i>	Asbestos	Asbestos
Tebal isolasi, m	0,378	0,342	0,281
	Pemanas		Pendingin
Jenis	-	-	<i>Dowtherm A</i>
Harga	\$ 341.250	\$ 288.837	\$ 348.542

3.2.3 Menara distilasi

Tabel 3. 5 Spesifikasi Menara distilasi

Nama alat	Menara Distilasi
Kode	MD-01
Fungsi	Memurnikan <i>crude</i> metanol
Tipe	<i>Plate column</i>
Jumlah	1
Jenis <i>plate</i>	<i>Sieve tray</i>
Kondisi operasi	
P, bar	1,1
T, °C	70,372
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Dimensi kolom	
Tinggi, m	18,194
Diameter, m	2,872
Tebal, m	Enriching : 0,006 Stripping : 0,008
Dimensi <i>head</i>	
Tipe/ jenis	<i>Torispherical dished head</i>
Tinggi, m	0,457
Tebal <i>head</i> , m	0,008
Isolasi	
Bahan	Polyisocynurate
Tebal, m	0,016
Harga	\$ 502,032

3.2.4. Tangki penyimpanan produk

Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki penyimpanan produk

Nama alat	Tangki Produk
Kode	TP-01
Fungsi	Menyimpan produk metanol
Tipe	Tangki silinder tegak dengan flat bottom
Jumlah	2
Kapasitas, m ³	4805,224
	Kondisi operasi
Tekanan, bar	1,01
Suhu, °C	30
Material konstruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Dimensi shell	
Diameter, m	18,266
Tinggi, m	7,742
Tebal, m	
- Course 1	0,076
- Course 2	0,057
- Course 3	0,044
- Course 4	0,022
Dimensi head	

Lanjutan Tabel 3. 7 Spesifikasi Tangki penyimpanan produk

Tipe	Dome
Tebal, in	3
Tinggi, m	0,862
Harga	\$ 537.910



3.2.5. Heat Exchanger

Tabel 3. 8 Heat Exchanger (1-5)

Nama Alat	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>	<i>Heat Exchanger-04</i>	<i>Heat Exchanger-05</i>
Kode	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04	HE-05
Jumlah	1	1	1	1	1
Fungsi	Mendinginkan suhu umpan desulfurizer	Memaskan umpan R-03	Memaskan umpan MD-01	Mendinginkan produk dari MD-01	Memaskan H ₂ untuk menjadi umpan R-02
Tipe	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>
<i>Heat surface area, m²</i>	398,433	23,080	27,794	315,316	108,951
<i>Dirt factor, s.m².K/J</i>	0,173	0,146	0,146	0,162	0,162
<i>Tube side</i>					
Fluida	<i>Raw gas</i>	<i>Syngas</i>	Steam	Air Pendingin	Gas H ₂
BWG/ Sch. Number	18	18	16	18	18
Panjang, m	5,484	5,484	4,872	5,484	5,484
Jumlah	127	64	78	109	224
Pass	1	1	1	1	1

Lanjutan Tabel 3. 9 Heat Exchanger (1-5)

Material konstruksi	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>
ID, cm	1 ¼	3/4	3/4	1 ¼	1 ¼
OD, cm	1 9/16	15/16	15/16	1 9/16	1 9/16
<i>Shell side</i>					
Fluida	<i>Dowtherm A</i>	<i>Steam</i>	<i>Crude metanol</i>	<i>Metanol</i>	<i>Steam</i>
<i>Baffle spacing, m</i>	0,082	0,082	0,097	0,082	0,097
Pass	1	1	1	1	1
Material konstruksi	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA283 grade C</i>
ID, cm	13 1/4	13 1/4	19 1/4	13 1/4	19 1/4
<i>Isolator</i>					
Bahan	Glass fiber	Kalsium Sitrat	Polyisocynurate	-	Glass fiber
Tebal, m	0,089	0,053	0,012	-	0,064
Harga	\$ 91.85	\$ 63.123	\$ 54.805	\$ 54.805	\$54.805

3.2.6. Condensor

Tabel 3. 10 Spesifikasi Condensor

Nama Alat	<i>Condenser Parsial-01</i>	<i>Condenser Parsial-02</i>	<i>Condenser Total-03</i>	<i>Reboiler</i>
Kode	CD-01	CD-02	CD-03	RB
Jumlah	1	1	1	1
Fungsi	Mendinginkan syngas keluar Desulfurizer	Mendinginkan <i>crude metanol</i> keluaran reaktor	Mengembunkan hasil atas MD	Menguapkan hasil bawah MD
Tipe	Shell and tube	<i>Shell and tube</i>	<i>Shell and tube</i>	<i>Kettle reboiler</i>
<i>Heat surface area, m²</i>	322,681	240,532	117,194	26,521
Tube				
Fluida	<i>Water</i>	<i>Water</i>	Dowtherm	<i>steam steam</i>
BWG	16	16	16	16
Panjang, m	6,283	5,342	4,874	3,652
Jumlah tube	729	513	442	127
<i>Pass</i>	1	1	1	1
Material konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
ID, in	3/4	3/4	3/4	3/4
OD, in	15/16	15/16	15/16	15/16
Shell				
Fluida	<i>Syngas</i>	<i>Crud metanol</i>	<i>Metanol</i>	<i>Water</i>
<i>Baffle spacing, m</i>	0,55	0,39	0,29	0,16

Lanjutan Tabel 3. 11 Spesifikasi *Condensor*

<i>Pass</i>	1	1	1	1
Material konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
ID, in	29	21 1/4	23 1/4	13 1/4
Harga	\$ 56.172	\$ 49.450	\$ 53.654	\$ 796.489

3.2.7. Separator dan *Accumulator*

Tabel 3. 12 Spesifikasi Separator dan *Accumulator*

Nama alat	<i>Separator-01</i>	<i>Separator-02</i>	<i>Accumulator</i>
Kode	S-01	S-02	AC
Fungsi	Untuk penampungan <i>distilat</i> yang keluar dari CD - 01	Untuk penampungan <i>distilat</i> yang keluar dari CD-02	Untuk penampungan <i>distilat</i> setelah keluar dari CD - 03
Tipe	<i>Vertical Separator</i>	<i>Vertical Separator</i>	<i>Horizontal drum</i>
Jumlah	1	1	1
Kondisi operasi			
Tekanan, bar	50	49,621	1,012
Suhu, °C	30	30	64,852
Material konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>

Lanjutan Tabel 3. 13 Spesifikasi Separator dan *Accumulator*

Dimensi <i>shell</i>			
Diameter, m	0,956	1,642	0,895
Tinggi, m	3,651	4,371	4,952
Tebal, m	0,043	0,072	0,006
Dimensi <i>head</i>			
Jenis	<i>Elliptical dished head</i>	<i>Elliptical dished head</i>	<i>Elliptical dished head</i>
Tinggi, m	0,225	0,548	0,364
Tebal, m	0,037	0,076	0,006
Isolator			
Bahan	-	-	Polyisocynurate
Tebal, m	-	-	0,012
Harga	\$ 57.426	\$ 57.426	\$ 56.970

3.2.8. Expansion valve

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Expansion valve*

Nama alat	<i>Expansion Valve</i>	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-01	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan crude metanol sebelum masuk ke MD-01	Menurunkan tekanan air keluar dari S-01 menuju UPL dan M-01
Tipe	<i>Throttle valve</i>	<i>Throttle valve</i>
Jumlah	1	1
Material konstruksi	<i>Low alloy SA – 353</i>	<i>Low alloy SA – 353</i>
Temperatur operasi		
Masuk, °C	30-35	30-35
Keluar, °C	25	25
Tekanan Operasi		
Masuk, bar	50	50
Keluar, bar	1,01	1,01
Harga	\$ 13.227	\$ 14.537

3.2.9. Pompa

Tabel 3. 15 Spesifikasi Pompa

Nama alat	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
Kode	P-01	P-03	P-03	P-05	P-06
Fungsi	Menaikkan fluida (air) ke mixer	Mengalirkan H ₂ O keluaran Condensor Parsial-1 ke UPL	Mengalirkan Crude methanol ke HE-03	Menaikkan fluida (<i>refluk</i>) dari AC-01 ke MD-01 dan ke HE-04	Menaikkan fluida dari HE-04 ke TP-01
Tipe	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2	2	2	2	2
Power motor (HP)	1	1	1,5	1,5	10
Bahan konstruksi	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>	<i>Comercial steel</i>
Dimensi pipa					
ID, in	3/4	1 1/4	1 1/4	3/4	1 1/4
OD, in	15/16	1 9/16	1 9/4	15/16	1 9/16
IPS, in	1 1/2	3	3	1 1/2	3
Flow area, in ²	2,042	7,384	7,384	2,042	7,384
SN	40	40	40	40	40
Harga	\$ 11.622	\$24.269	\$24.269	\$ 11.736	\$ 11.736

Lanjutan Tabel 3. 16 Spesifikasi Pompa					
<i>Head</i>					
	4,754 m	0,872 m	3,685 m	0,765 m	0,872 m



3.2.10 Air Separation Unit

Tabel 3.10 Spesifikasi Air separation unit

Nama alat	Kompresor udara
Kode	ASU
Jenis	<i>Reciprocating compressor</i>
Fungsi	Menaikan tekanan udara untuk menjadi umpan ke R-01
Tekanan, bar	50
Ukuran Nominal, in	24
Diameter dalam, in	19,871
Diameter luar, in	24
SN	140
Tanaga, Hp	30
Jumlah	1
Harga	\$ 35.663

3.2.11 Crusher

Tabel 3.11 Spesifikasi Crusher

Nama alat	<i>Crusher</i>
Kode	C-01
Jenis	<i>Roller crusher</i>
Fungsi	Mengecilkan ukuran batubara dari 50 mm menjadi 0,1 mm
Bahan	<i>Carbon steel, SA-283, Grade C</i>
Kapasitas, ton/jam	704,478
Diameter feed, mm	50
Diameter produk, mm	0,142
Diameter Roller, mm	1.238,145
Lebar crusher, mm	2.476,384
Tanaga, Hp	1.330,122
Jumlah	1
Harga	\$ 729.200

3.2.12 Bucket Elevator

Tabel 3.12 Spesifikasi *Bucket Elevator*

Nama alat	<i>Bucket elevator</i>
Kode	BE-01
Jenis	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Fungsi	Mengangkut batubara menuju <i>crusher</i> .
Bahan	<i>Marbel iron</i>
Kapasitas, ton/jam	13,330
Tinggi elevator, m	4,877
Kecepatan bucket, ft/menit	225
Kecepatan putaran, rpm	43
Tanaga, Hp	0,5
Jumlah	1
Harga	\$ 34.558

3.2.13 Belt Conveyor

Tabel 3.13 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>
Kode Alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut batubara keluaran <i>crusher</i> ke <i>mixer</i>
Bahan	<i>Carbon steel, SA-283, Grade-C</i>
Lebar belt, in	14
Panjang belt, m	29,837
Tenaga, Hp	1
Jumlah	1
Harga	\$ 37.030

3.2.14 Screener

Tabel 3.14 Spesifikasi *Screener*

Nama Alat	<i>Screener</i>
Kode Alat	SC-01
Fungsi	Mendapatkan ukuran seragam (0,1 mm) serbuk batubara
Tipe	<i>High Speed Vibrating Screens</i>
Ukuran, mesh	170
Diameter kawat, in	0,003
Luas bukaan, in	0,003
Desain sieve, mikron	88
Luas area, ft ²	7,102
Harga	\$ 42.272

3.2.15 Tangki *Spherical*

Tabel 3.15 Spesifikasi Tangki *Spherical*

Nama Alat	<i>Spherical tank</i>
Kode	T-02
Fungsi	Menyimpan hidrogen
Tekanan, atm	50
Suhu, °C	200
Diameter, m	15,704
Tebal shell, m	0,865
Jumlah	2
Harga	\$ 749.610

3.2.16 *Screw Conveyor*

Tabel 3.16 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama Alat	<i>Screw Conveyor</i>
Kode	SC
Fungsi	Mengalirkan slurry ke R-01
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Diameter <i>flights</i> , in	12
Diameter pipa, in	2 ½
Panjang, m	4,572
<i>Power</i> motor, Hp	2
Jumlah	1
Harga	\$ 8.000

3.2.17 Kompresor

Tabel 3.17 Spesifikasi Kompresor

Nama Alat	<i>Compressor</i>
Kode	CMP-01
Fungsi	Menaikan tekanan H ₂ untuk umpan R-03
Tekanan masuk, atm	42
Tekanan keluar, atm	50
Suhu masuk, °C	30
Suhu keluar, °C	40
<i>Power</i> motor, Hp	60
Jumlah	1
Bahan isolasi	Polyisocynurate
Tebal isolasi, m	0,009
Harga	\$ 52.100

3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik itu sendiri.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi sesuai yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

b. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

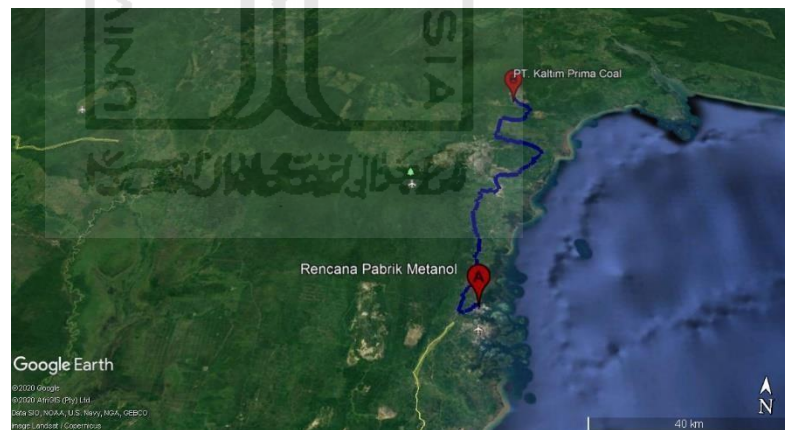
Lokasi untuk proses produksi harus ditempatkan pada daerah yang relatif baik bagi kepentingan perusahaan. Terdapat faktor primer dan sekunder untuk pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Faktor utama yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi pabrik adalah mendekati sumber bahan baku, dalam kasus ini bahan baku yang diperlukan adalah batubara jenis *lowrank* yang mana batubara tersebut banyak terdapat di daerah Sumatera dan Kalimantan.

Faktor selanjutnya yaitu ketersediaan sumber daya alam yang memadai seperti air, lalu lokasi juga perlu akses transportasi yang mendukung. Pembuatan metanol dari batubara dengan metode gasifikasi adalah proses produksi yang menghasilkan limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) yang cukup berbahaya, oleh karena itu dibutuhkan lokasi tanah yang sangat besar karena memungkinkan untuk perluasan lokasi yang digunakan untuk pengolahan limbah atau penambahan unit pabrik, dan akan lebih baik pula jika lokasi pabrik berada cukup jauh dari pemukiman.

Dilihat dari berbagai faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik diatas, maka diputuskan untuk memilih lokasi pabrik Metanol di daerah industri Kalimantan Timur. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan pendirian pabrik Metanol di Kalimantan Timur adalah sebagai berikut :

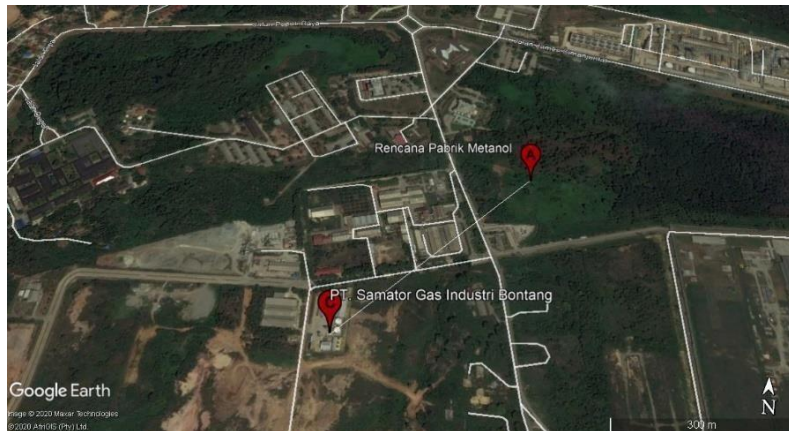
1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik harus didirikan pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh atau tersedianya sarana transportasi yang memadai. Pabrik diusahakan berlokasi sedekat mungkin dengan sumber bahan baku, agar dapat menghemat biaya pengangkutan. Bahan baku utama Metanol adalah batubara dan gas hidrogen, dimana batubara diperoleh dari PT. Kaltim Prima Coal, Kalimantan Timur. Sedangkan gas hidrogen diperoleh dari pabrik PT. Samator Gas Industri, Bontang, Kalimantan Timur. Lokasi pabrik Metanol dan sumber bahan baku dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik dengan Lokasi Bahan

Baku Batubara



Gambar 4.2 Peta Lokasi Rencana Pabrik Metanol dengan Bahan Baku H₂

Keterangan :

A : Lokasi Pabrik Metanol di Kawasan Industri Bontang,
Kalimantan Timur

B : Lokasi Bahan Baku batubara di PT. Kaltim Prima Coal,
Bengalon, Kalimantan Timur

C : Lokasi Bahan Baku Gas hidrogen di PT. Samator Gas
Industri, Balikpapan, Kalimantan Timur

2. Sarana Transportasi

Transportasi juga salah satu aspek yang sangat diperlukan dalam pengangkutan bahan baku maupun produk. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik metanol di Bontang, Kalimantan Timur karena wilayah tersebut merupakan kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dimana tersedia lahan dan infrastruktur yang memadai seperti jalan raya untuk memudahkan transportasi maupun pendistribusian produk jadi ke tujuan melalui jalur darat,

Pertimbangan selanjutnya adalah lokasi berada dekat dengan pelabuhan yang memudahkan akses pengiriman bahan baku dari luar negeri atau luar kota dan pendistribusian produk untuk ekspor ke luar negeri melalui jalur laut.

3. Pasar Produk

Mangsa pasar metanol bisa dikatakan hampir ada diseluruh wilayah. Karena metanol dapat digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi berbagai macam produk. Karena Metanol paling banyak digunakan untuk memproduksi formaldehid, diprioritaskan pemasaran metanol dalam negeri, akan berpusat di daerah Kalimantan Timur dan Jawa Timur. Seperti yang ditampilkan pada gambar 4.3 dibawah ini. Oleh karena itu, direncanakan pabrik metanol akan berdiri di Kawasan Industri Bontang yang mana akses jalan raya menuju Samarinda tidak sulit dan letak pabrik yang dekat dengan pelabuhan memudahkan transportasi produk jalur laut lebih mudah.



Gambar 4.3. Lokasi Penjualan Metanol

4. Utilitas

Utilitas juga merupakan salah satu aspek penting yang perlu di perhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, maka dari itu lokasi pabrik harus berdekatan dengan sumber air guna untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik yang nantinya akan dihasilkan air bersih, steam, *cooling water* dan listrik.

5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan dapat menurunkan angka TPT (Tingkat Pengangguran Terbuka).

6. Pengolahan Limbah

Limbah pabrik tidak akan dibuang langsung ke lingkungan namun diolah terlebih dahulu di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Untuk limbah cair dilakukan penyesuaian pH dengan lingkungan sehingga aman saat dibuang ke lingkungan. Sedangkan limbah padat yang berupa *slagging* akan ditampung di bak sampai suhu lingkungan. Limbah gas berasal dari alat *Condenser Partial-02* hasil

samping *purge gas* (CO, CO₂, H₂, CH₃OH, dan N₂). CaS hasil desulfurisasi direaksikan dengan air sehingga membentuk Ca(OH)₂ dan H₂S sebagai produk samping. Ca(OH)₂ sebagai bahan baku pembuatan gypsum, dan H₂S sebagai pelapis anti korosi untuk peralatan pada proses menggunakan garam.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar serta semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu tata letak pabrik disusun secara cermat agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari.

Fasilitas pabrik tidak semata-mata hanya mesin-mesin tetapi juga daerah pelayanan termasuk tempat penerimaan. Penerimaan barang, tempat pemeliharaan, gudang dan sebagainya. Disamping itu perlu diperhatikan keamanan para pekerja sehingga tata letak pabrik meliputi didalam dan diluar gedung. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah

1. Perluasan pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah

kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat.

3. Luas area yang tersedia

Harga tanah yang menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

5. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

6. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :
 - Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.

- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula dan masjid.
- Daerah proses dan perluasan.

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendaliann berlangsungnya proses.

- Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.
- Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

- Daerah pengolahan limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

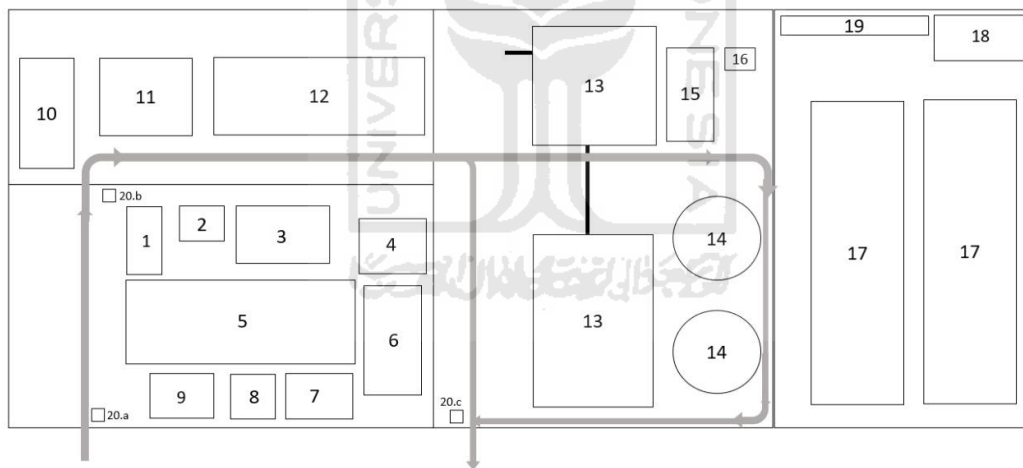
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.1 Lokasi perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Jumlah
1	Pos Jaga	30	3	3	3
2	Tempat Parkir	900	50	18	1
3	Poliklinik	140	14	10	1
4	Bengkel	300	30	10	1
5	Area Kosong	4380	10	7	10
6	Perkantoran	550	20	12,5	1
7	Laboratorium	180	15	12	1
8	Ruang Kontrol	200	10	10	2
9	Area Proses	3000	91	70	-
10	Utilitas bagian Pengolahan Air	1400	66,01	20,16	2
11	Area Produk	870	30	25	-
12	Gudang Peralatan	200	20	10	1
13	Area Bahan Baku	1030	92,4	38,15	-
14	Kantin	150	15	10	1
15	Perpustakaan	120	15	8	1
16	Unit Pemadam Kebakaran	170	42,5	4	1
17	Utilitas Listrik	200	20	10	-
18	Perumahan Karyawan	1000	50	50	-
19	Jalan dan taman	4000	80	20	-
20	Aula	80	10	8	1
21	Tempat Ibadah	100	10	10	1
22	Area Perluasan	4000	40	20	-
Luas Tanah		23000	-	-	-

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.



Gambar 4.4 Layout Pabrik Metanol

Skala 1:700

Keterangan gambar:

- | | |
|----------------------|--------------------|
| 1. Perpustakaan | 4. Laboratorium |
| 2. Aula | 5. Lapangan Parkir |
| 3. Kantor Non Teknis | 6. Kantor Teknis |

7. Kantin	18. Unit Utilitas Bagian
8. Tempat Ibadah	Listrik
9. Poliklinik	19. Unit Pemadam
10. Gudang Bahan Baku I	Kebakaran
11. Gudang Bahan Baku II	20.a. Pos Keamanan Pintu
12. Gudang Batubara	Utama Area Non-Teknis
13. Area Proses	20.b Pos Keamanan Pintu
14. Tangki Penyimpanan	Masuk Area Teknis
Produk	20.c Pos Keamanan Pintu
15. Gudang Peralatan	Keluar Area Teknis
16. Bengkel	21. Area perluasan
17. Unit Utilitas Bagian	
Pengolahan Air dan limbah	

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat (*Machines*)

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Tujuannya agar kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

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

keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga perlu juga diperhatikan hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
- c. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

7. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi

tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

4.4. Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi lebih terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan diatur sesuai dengan urutan-urutan proses maka proses produksi akan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat angkut tambahan sehingga lebih efisien.
5. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatnya produktivitas kerja.

Hal yang harus diperhatikan juga :

1. Letak alat dalam ruangan yang cukup sehingga tersedia ruang gerak untuk keperluan perawatan, perbaikan maupun penggantian alat.
2. Pengaturan tata letak diusahakan menurut urutan proses.

3. Penempatan alat *control* atau alat bantu pada alat maupun pipa aliran proses dapat terjangkau atau dapat terlihat jelas untuk pengawasan proses.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses pabrik metanol, yaitu :

1. Pertimbangan ekonomis

Biaya konstruksi diminimumkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sitem pemipaan sependek mungkin diantara alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan, akibatnya akan mengurangi biaya variable.

2. Kemudahan operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasaan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

3. Kemudahan pemeliharaan

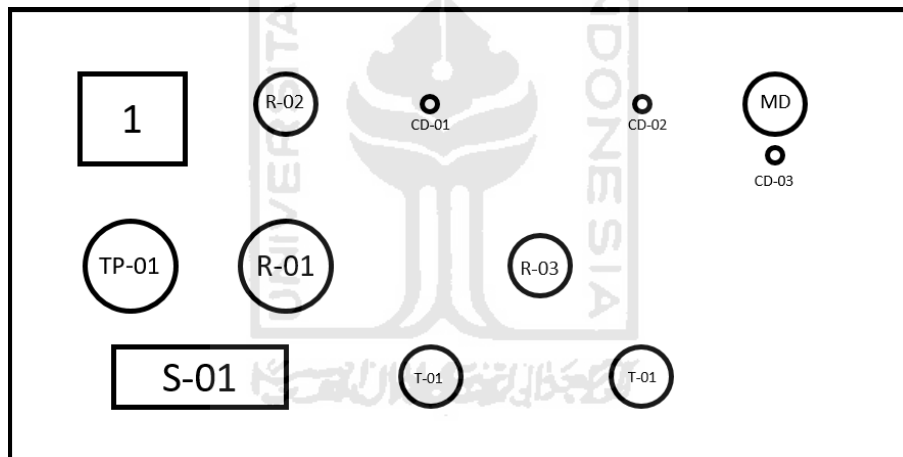
Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

4. Keamanan

Untuk alat-alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar darurat sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.

5. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.



Gambar 4.5 Tata Letak Alat Proses skala 1:212

4.5 Alir Proses dan Material

4.5.1 Neraca Massa

Basis perhitungan neraca massa :

Kapasitas produk : 185.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari Kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \left[\frac{185000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ tahun}}{1 \text{ m}} \right] \times \left[\frac{1 \text{ hari}}{330 \text{ hari}} \right] \times \frac{1}{24 \text{ jam}}$$

$$= 23358,59 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.1 Crusher

Tabel 4. 2 Neraca Massa di *Crusher*

Komponen	Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)	
	Arus 1	Arus 1
Batubara	11.902,628	11.902,628
Total	11.902,628	11.902,628

4.5.1.2 Mixer

Tabel 4. 3 Neraca Massa di *Mixer*

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Batubara	11.902,628		11.902,628
Air (H ₂ O)		5105	5105
Total	17.007,628		17.007,628

4.5.1.3 Air Separation Unit

Tabel 4. 4 Neraca massa Air Separation Unit

Komponen	Massa Input (Kg/Jam)	Massa Output (Kg/Jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
Udara	141.097,770	0	0
O ₂	0	122,028	32.741,483
N ₂	0	106.725,612	1.508,647
Total	141.097,770	141.097,770	

4.5.1.4 Reaktor-01

Tabel 4. 5 Neraca Massa di Reaktor-01

Komponen	Massa Input (Kg/Jam)		Massa Output (Kg/Jam)	
	Arus 3	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C	9.343,563	0	0	0
CO	0	0	0	217,822
H ₂	654,645	0	0	10,443
CO ₂	0	0	0	33.893,619
O ₂	952,210	32.741,483	0	0
H ₂ O	5.105	0	0	10.815,708
S	83,318	0	0	0
N ₂	190,442	1508,647	0	1.699,089
H ₂ S	0	0	0	88,556
Slag	678,450	0	678,450	0
Total	47.403,688		47.403,688	

4.5.1.5 Desulfurizer

Tabel 4. 6 Neraca Massa di *Desulfurizer Tank*

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
CO	217,822	0	0	217,822
H ₂	10,443	0	0	10,443
CO ₂	33.893,619	0	0	33.893,619
H ₂ O	10.815,708	0	0	10.862,518
N ₂	1.699,089	0	0	1.699,089
H ₂ S	88,556	0	0	0
CaO	0	145,712	0	0
CaS	0	0	187,458	0
Total	46870,950		46870,950	

4.5.1.6 Kondensor Parsial-01

Tabel 4. 7 Neraca Massa di Kondensor Parsial-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
CO	217,822	0	217,822
H ₂	10,443	0	10,443
CO ₂	33.893,619	0	33.893,619
H ₂ O	10.862,518	10.753,892	108,625
N ₂	1.699,089	0	1.699,089
Total	46.683,492	46.683,492	

4.5.1.7 Reaktor-02

Tabel 4.8 Neraca Massa di Reaktor-02

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
CO	217,822	0	2,1782
H ₂	10,443	4.678,079	46,8852
CO ₂	33.893,619	0	338,936
H ₂ O	108,625	0	13.844,020
N ₂	1.699,089	0	1.699,089
CH ₃ OH	0	0	24.676,5693
Total	40.607,679		40.607,679

4.5.1.8 Kondensor Parsial-02

Tabel 4.9 Neraca Massa di Kondensor Parsial-02

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
CO	2,1782	2,1782	0
H ₂	46,8852	46,8852	0
CO ₂	338,936	338,936	0
H ₂ O	13.844,020	13,844	13.830,176
N ₂	1.699,089	1.699,089	0
CH ₃ OH	24.676,5693	123,383	24.553,186
Total	40.607,679	40.607,679	

4.5.1.9 Menara Distilasi

Tabel 4.10 Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/Jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/Jam)	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
H ₂ O	13.830,176	13.794,494	35,682
CH ₃ OH	24.553,186	36,830	24.516,356
Total	38.383,362	38.383,362	

4.5.2 Neraca Panas

4.5.2.1 Reaktor-01

Tabel 4.11 Neraca Panas di Reaktor-01

Keterangan	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
Arus umpan	495.826,84	
Arus produk		47.550.740,96
Panas reaksi	341.559.348	
Panas hilang		290.369.731,48
Hv reaksi	210.062	
Hv <i>combution</i>		4.344.765
Total	342.265.237,44	342.265.237,44

4.5.2.2 Heat Exchanger-01

Tabel 4.12 Neraca Panas di HE-01

Keterangan	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
CO	117.268,57	992.88,03
H ₂	112.217,55	64.394,74
CO ₂	26.897.403,35	14.484.634,91
H ₂ O	16.440.836,07	9.043.606,69
N ₂	1.352.802,82	764.948,68
H ₂ S	76.688,75	41.377,21
Q Pendingin		20.559.020,85
Total	45.057.271,11	45.057.271,11

4.5.2.3 Desulfurizer

Tabel 4.13 Neraca Panas di Desulfurizer-01

Keterangan	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
Arus Umpan	3.176.958,69	
Arus Produk		3.176.577,21
Panas hilang		381,48
Total	3.176.958,69	3.176.958,69

4.5.2.4 Kondensor Parsial-01

Tabel 4.14 Neraca Panas di Kondensor Parsial-01

Komponen	Q Input (Kj/Jam)	Q Output (Kj/Jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
CO	99.288,03		1130,77
H ₂	64.394,74		745,41
CO ₂	14.484.634,91		148229,72
H ₂ O	908.2746,88	225590,391	1015,43
N ₂	764.948,68		8818,43
Q pengembunan	1.094.743,176		
Q pendinginan		25.205.226,28	
Total	25.590.756,41	25.590.756,41	

4.5.2.5 Heat Exchanger-02

Tabel 4.15 Neraca Panas di HE-02

Keterangan	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
CO	1.130,77	51.606,02
H ₂	745,41	33.931,65
CO ₂	148.229,72	7.229.576,1
H ₂ O	1.015,43	46.766,08
N ₂	8.818,43	400.200,29
Q Pemanasan	7.602.140,37	
Total	7.762.080,14	7.762.080,14

4.5.2.6 Reaktor-02

Tabel 4.16 Neraca Panas di Reaktor-02

Komponen	Q Input (Kj/Jam)	Q Output (Kj/Jam)
Arus Umpan	1.819.215,18	
Arus Produk		3.750.314,879
Panas Reaksi	7.198.027,67	
Q Pendingin		5.266.927,97
Total	9.017.242,851	9.017.242,851

4.5.2.6 Kondensor Parsial-02

Tabel 4. 87 Neraca Panas di Kondensor Parsial-02

Komponen	Q Input (Kj/jam)	Q Output (Kj/Jam)	
	Arus/15	Arus 16	Arus 17
CO	516,061	45,261	
H ₂	152.338,750	13.402,136	
CO ₂	72.295,760	5.965,515	
H ₂ O	5.955.368,333	517,849	
N ₂	400.200,290	35.287,152	
CH ₃ OH	9.090.993,56	3.519.038	7.097.033,003
Q Pengembunan	2.810.931,970		
Q Pendingin		10.169.471,320	
Total	18.483.644,730	18.483.644,730	

4.5.2.7 Expansion Valve

Tabel 4. 18 Neraca Panas di *Expansion Valve*

Komponen	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
CH ₃ OH	7.097.033,003	289.886,853
H ₂ O	1.157.403,458	1.665.970,607
Panas ekspansi		6357315,95
Total	8.313.173,41	8.313.173,41

4.5.2.8 Heat Exchanger-03

Tabel 4.19 Neraca Panas di HE-03

Komponen	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
CH ₃ OH	1.665.970,607	17.738.668,65
H ₂ O	289.886,853	2.599.516,058
Pemanas	18.382.327,24	
Total	20.338.184,70	20.338.184,70

4.5.2.9 Menara Distilasi

Tabel 4. 20 Neraca Panas di Menara Distilasi

Komponen	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
Q Feed	30.594.012,4	
Q Reboiler	26.302.113,6	
Q Disdtilat		8.598.917,23
Q Bottom		5.483.221,97
Q Condensor		42.813.986,8
Total	56.896.126,01	56.896.126,01

4.5.2.10 *Heat Exchanger-04*

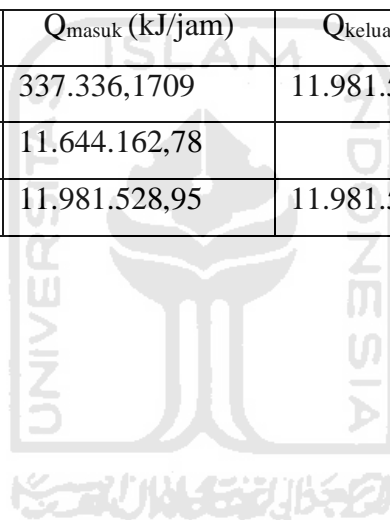
Tabel 4.21 Neraca Panas di HE-04

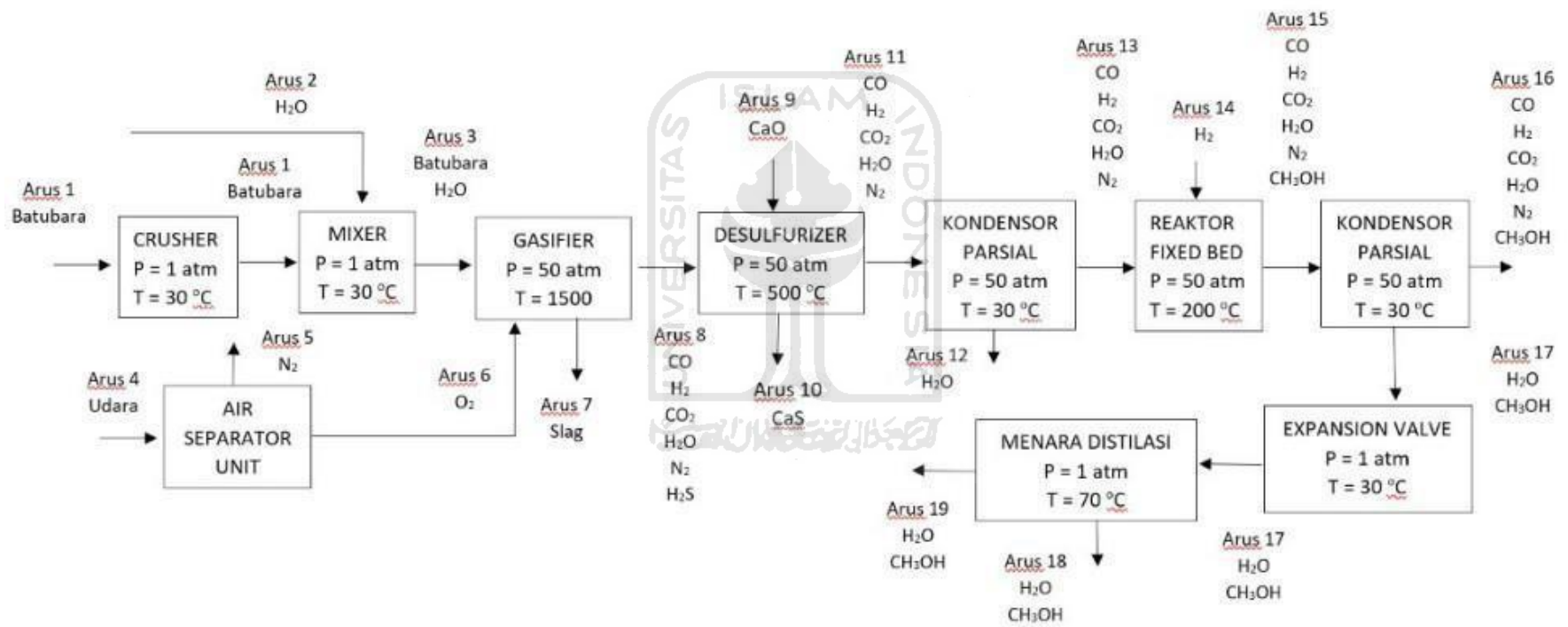
Komponen	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
CH ₃ OH	6.595.745,821	1.268.732,907
H ₂ O	1.585,41	331,04
Q Pendingi		5.328.267,283
Total	6.597.331,227	6.597.331,227

4.5.2.11 *Heat Exchanger-05*

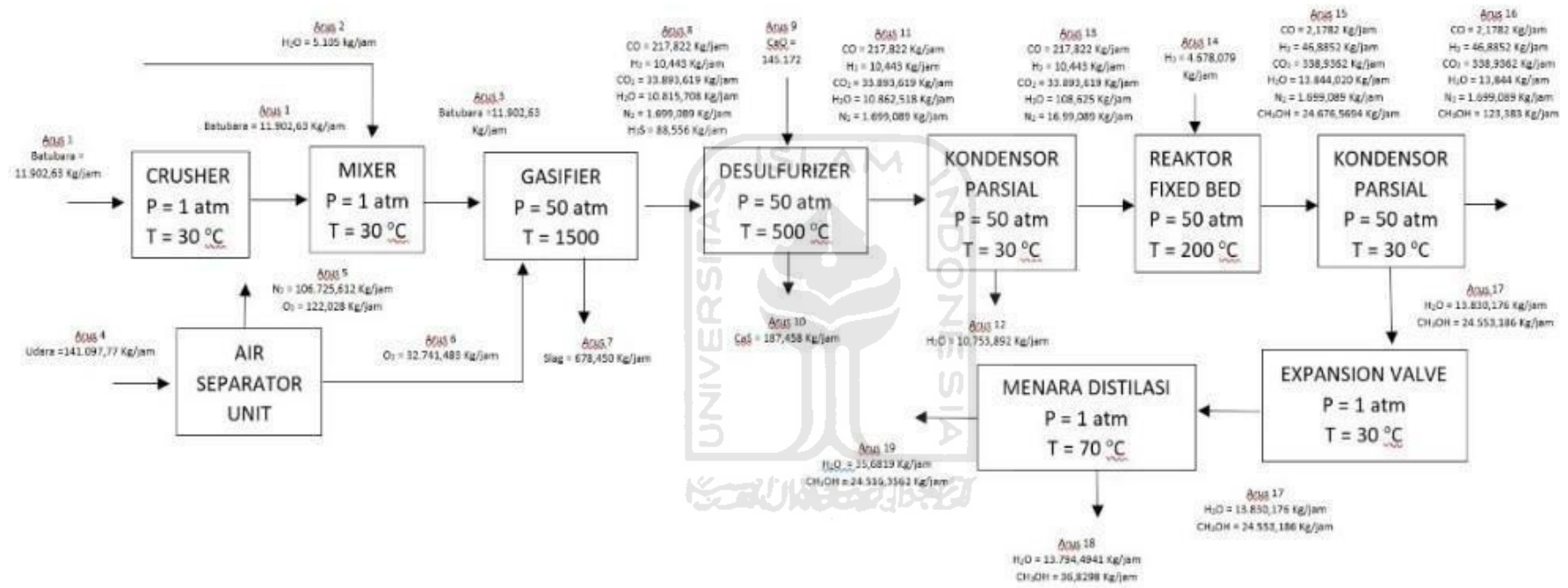
Tabel 4.22 Neraca panas di HE-05

Komponen	Q _{masuk} (kJ/jam)	Q _{keluar} (kJ/jam)
H ₂	337.336,1709	11.981.528,95
Q Pemanas	11.644.162,78	
Total	11.981.528,95	11.981.528,95





Gambar 4.6 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.7 Diagram Alir Kuantitatif

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik metanol ini adalah dengan penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik butil asetat, terdiri dari:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara
6. Unit pengolahan limbah

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.6.1.1. Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya sumber air diperoleh dari air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Dalam produksi butil asetat ini, air sungai

dipilih untuk keperluan lingkungan pabrik. Air Sungai Guntung yang dekat dengan lokasi pabrik digunakan untuk keperluan pabrik sebagai:

1. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger* dan *condenser parcial*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendingin adalah :

- a) Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).
- b) Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai).

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air

pendingin harus ditambah air *make up* yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi

2. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:

- a) Tidak membuih (berbusa)
- b) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- c) Tidak menyebabkan korosi pada pipa
- d) Air Umpan Boiler

3. Air Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi juga berasal dari air aungai. Air ini digunakan untuk

memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna :jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengadung bahan beracun.
- Tidak mengandung bakteri terutama *panthogen* yang dapat merubah fisik air.

c) Syarat bakteriologis:

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pathogen.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air:

1. Clarifier

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan yang digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisik, kimia maupun *ion exchanger*.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersihkan keluar melalui pinggiran *clarifier* sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

2. Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

3. Demineralisasi

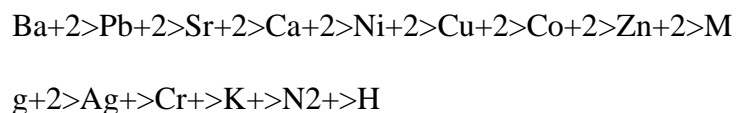
Air umpan *boiler* harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

a. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini menggunakan ion H^+ , sehingga air akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . reaksi penukar kation :

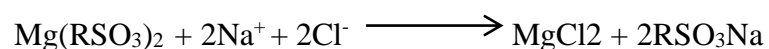


Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :



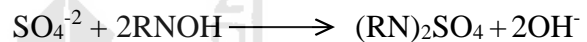
Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang akan digunakan adalah NaCl .

Reaksi Regenerasi :⁺



b. *Anion Exchanger*

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula $RNOH_3$. Sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :

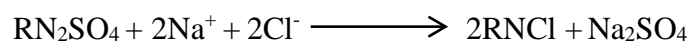


Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin, karena selektivitas SO_4^{2-} , lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :



Saat resin anion telah jenuh maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl.

Reaksi Regenererasi :

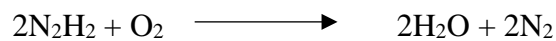


c. *Deaerasi*

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami

demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini didialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

4.6.1.3 Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Tabel 4.23 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Kondensor Parsial-01	CP-01	26161,884
Kondensor Parsial-02	CP-02	67.174,830
<i>Heat Exchanger-04</i>	HE-04	120.111,783
Total		213.448,496

Untuk keperluan keamanan diambil kelebihan 20% maka total kebutuhan air sungai sebesar 323.378 kg/jam.

2. Air Steam

Tabel 4.24 Kebutuhan Air *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger-02</i>	HE-02	5731,678
<i>Heat Exchanger-03</i>	HE-03	2012
<i>Heat Exchanger-05</i>	HE-05	2168
<i>Reboiler</i>	RB	17.583,117
Total		25.326,877

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 30.392,252 kg/jam

3. Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik metanol air kebutuhan proses yang diperlukan sebesar 5105 kg/jam yang digunakan untuk keperluan proses di Tangki *mixer*.

4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100L/hari atau sama dengan 1,023 kg/L. Jumlah karyawan pabrik adalah 200 orang. Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 834,924 kg/jam Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 2959,728 kg/jam

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll adalah sebesar 500 kg/jam

Kebutuhan air total keseluruhan adalah 325.154,427 kg/jam

4.6.2 Unit Penyediaan *Steam*

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler*. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan *boiler*, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu *boiler*. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju steam header untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

4.6.3 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena:

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk AC
2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
3. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
4. Listrik untuk penerangan
5. Listrik untuk instrumentasi

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan.

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan listrik untuk alat proses :

Tabel 4.25 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
<i>Crusher</i>	RM	1330,11	990,886
<i>Belt Conveyor-01</i>	BC-01	1	0,7457
<i>Belt Conveyor-02</i>	BC-02	1	0,7457
<i>Bucket Conveyor</i>	B-01	0,5	0,3729
<i>Mixer</i>	M-01	2	1,491
Kompresor udara	ASU	30	22,371
Pompa-01	P-01	1	0,7457
Pompa-02	P-02	2	1,491
Pompa-03	P-03	1	0,7457
Pompa-04	P-04	1,5	1,119
Pompa-05	P-05	1,5	1,119
Pompa-06	P-06	10	7,457
Total			1.029,29

2. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas :

Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1,4914
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	15,0000	11,1855
Kompresor Udara	CP-01	4,0000	2,2371
Pompa-01	PU-01	5,0000	3,7285
Pompa-02	PU-02	6,0000	4,4742
Pompa-03	PU-03	20,0000	14,914
Pompa-04	PU-04	0,0500	0,03728
Pompa-05	PU-05	20,0000	14,914
Pompa-06	PU-06	60,0000	44,742
Pompa-07	PU-07	20,000	14,914
Pompa-08	PU-08	11,0000	8,2027
Pompa-09	PU-09	11,0000	8,2027
Pompa-10	PU-10	0,0500	0,03728
Pompa-11	PU-11	30,0000	22,371
Pompa-12	PU-12	1	0,7457
Pompa-13	PU-13	0,05	0,03728
Pompa-14	PU-14	1	0,7457
Pompa-15	PU-15	2,0000	1,4914
Pompa-16	PU-16	2,0000	1,4914
Pompa-17	PU-17	0,0500	0,03728
Pompa-18	PU-18	2,5	1,8643
Pompa-19	PU-19	1	0,7457
Pompa-20	PU-20	1	0,7457
Pompa-21	PU-21	0,05	0,03728
Total		260,2012	194,286

Kebutuhan listrik lain seperti alat-alat kontrol, instrumentasi, laboratorium dan penerangan sebesar 280 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 1568,29 Kw. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 2500 Kw dengan bahan bakar solar.

4.6.4 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 56,0736m³/jam pada tekanan 6 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

4.6.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik metanol dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cairan.

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat organik
- b. Buangan air domestik.
- c. *Back washfilter*, air berminyak dari pompa
- d. *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit

stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan airdan *Slagg* dari reaktor-01.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

4.7 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

4.7.1 Saringan / *Screening* (FU-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.

Bahan : Alumunium

Jumlah air : 376.243 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 17,088 m

- Lebar = 17,088 m

- Tinggi = 8,9439 m

4.7.2 Bak Pengendapan awal (B-01) / Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 397.132 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 17,0408 m

- Lebar = 17,0408 m

- Tinggi = 8,367 m

4.7.3 Bak Floktuator/ Bak Penggumpal (B-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

Jumlah air : 339558,9469 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 8,0367 m

- Tinggi = 8,0367 m

Pengaduk :

- Jenis = *Marine propeller 3 blade*

- Diameter = 8,0367 m

- Power = 2 Hp

4.7.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.

Kebutuhan : 1,2163 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 2,4996 m

- Tinggi = 4,9992 m

4.7.5 Bak Pengendap I (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 339.559 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 16,9778 m

- Lebar = 16,9778 m

- Tinggi = 8,4889 m

4.7.6 Bak Pengendap II (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 109.315kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 16,69 m

- Lebar = 16,69 m

- Tinggi = 8,3450m

4.7.7 *Sand Filter* (FU-02)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Jumlah air : 306.452 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 4,350 m

- Lebar = 4,350 m

- Tinggi = 2,1750 m

4.7.8 Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah disaring di *sand filter*

Jumlah air : 291.192 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 8,8736 m

- Lebar = 8,8736 m

- Tinggi = 4,4368 m

4.7.9 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 2959,728 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,5591m

- Tinggi = 1,5591 m

4.7.10 Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah bahan : 0,020 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,4475 m

- Tinggi = 0,4475 m

4.7.11 Tangki Air Bersih (TU-01)

Fungsi : Menampung air keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 2959,728 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 4,4972 m

- Tinggi = 4,4972 m

4.7.12 Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1293,061 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,6 m

- Tinggi = 3,6 m

4.7.13 Tangki Air Bertekanan (TU-04)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1293,061 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,6 m

- Tinggi = 3,6 m

4.7.14 Bak Air Pendingin (BU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 256.138,1952 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 8,5028 m

- Lebar = 8,5028 m

- Tinggi = 4,2514 m

4.7.15 *Cooling Tower* (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan.

Jumlah air 256.138,1952 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 5,24 m

- Lebar = 5,24 m

- Tinggi = 6,0182 m

4.7.16 *Blower Cooling Tower* (BL-01)

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

Daya motor : 10 Hp

4.7.17 *Mixed Bed* (TU-05)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jumlah air : 30.392,2519 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,7 m

- Tinggi = 2,4 m

- Tebal = 1/4 in

4.7.18 Tangki NaCl (T-02)

Fungsi : Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Tipe : Tangki silinder

Jumlah NaCl 531,0924 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,2341 m

- Tinggi = 3,2341 m

4.7.19 Tangki Demin (T-09)

Fungsi : Menampung air demin

Tipe : Tangki silinder

Jumlah air : 30392,2519 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 10,369 m

- Tinggi = 10,369 m

4.7.20 Deaerator (DE)

Fungsi : Menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *feed water* yang menyebabkan kerak pada *reboiler*.

Tipe Tangki silinder tegak

Jumlah air : 30392,2519 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,595 m

- Tinggi = 3,595 m

4.7.21 Tangki N₂H₄ (TU-09)

Fungsi : Menyimpan larutan N₂H₄.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 30392,2519 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,615 m

- Tinggi = 3,615 m

4.7.22 Boiler

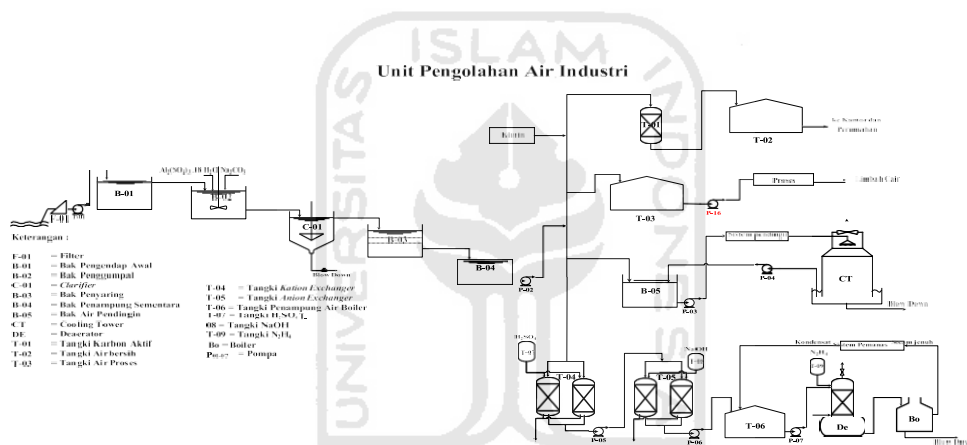
Fungsi : Mengubah air menjadi *steam*

Tipe : *Water tube*

Jumlah air : 30392,2519 kg/jam

Dimensi :

- Diameter : 1,752 m
- Tinggi : 8,723 m



Gambar 4.8 Skema Unit Pengolahan Air

4.8 Organisasi Perusahaan

4.8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik butil asetat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyertakan modal

ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a) Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b) Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

- c) Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- 5) Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.8.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu

perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas kerja yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

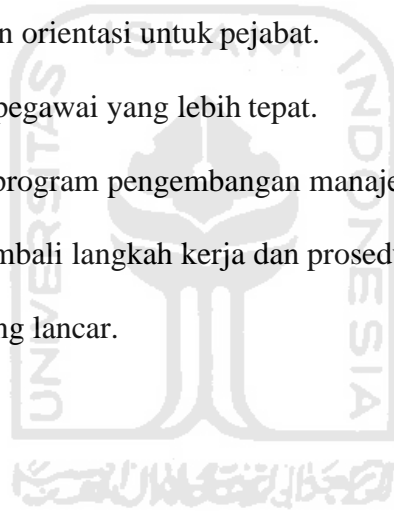
- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

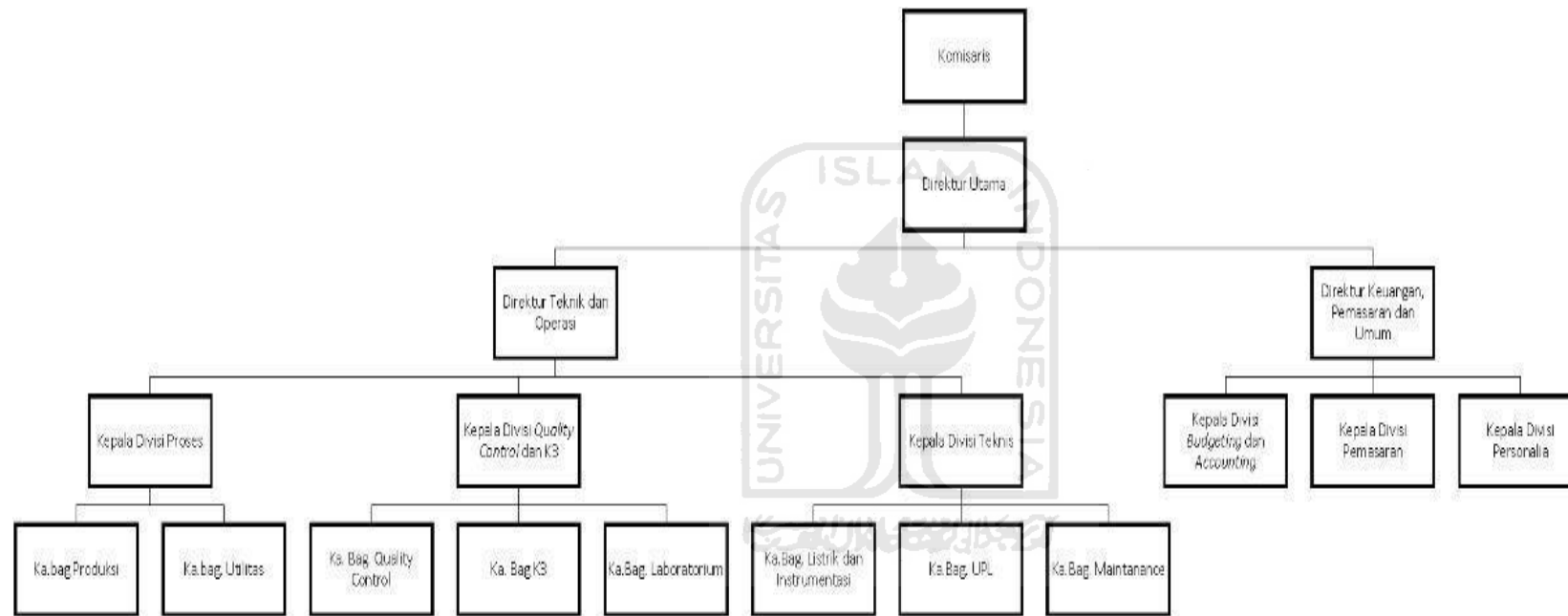
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.





Gambar 4.9 Struktur Organisasi

4.8.3 Tugas dan Wewenang

4.8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.7.8.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

4.8.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum. Tugas Direktur Utama antara lain:

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

4.7.3.4 Kepala Divisi

Secara umum tugas Kepala Divisi adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala divisi dapat juga bertindak sebagai staff

direktur. Kepala divisi ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala divisi terdiri dari :

1. Kepala Divisi Proses

Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. Kepala Divisi Teknis

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Divisi *Quality Control* dan K3

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, dan keselamatan karyawan.

4. Kepala Divisi *Budgeting* dan *Accounting*

Mengkoordinasikan perencanaan dan pembukuan keuangan.

5. Kepala Divisi Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk.

6. Kepala Divisi Personalia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan urusan internal perusahaan, administrasi, dan strategi hubungan masyarakat.

4.7.3.5 Kepala Bagian

Kepala bagian adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Divisi masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Bagian Produksi

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2. Kepala Bagian Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Bagian *Maintainance*

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

b. Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

c. Kepala Bagian *Quality Control*

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

d. Kepala Bagian Laboratorium

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

e. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

f. Kepala Bagian Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.7.3.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik butil asetat ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*).sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis :

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat :

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.22 sebagai berikut :

Tabel 4.27 Jadwal Kerja

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan :

P = *Shift* Pagi S = *Shift* Siang M = *Shift* Malam L = Libur

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

- a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji (dijelaskan di halaman berikutnya)

Tabel 4.28 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan	Gaji / bulan	Total
			Minimum	(Rp)	(Rp)
1	Komisaris	1	-	Rp60.000.000	Rp60.000.000
2	Direktur Utama	1	S3	Rp50.000.000	Rp50.000.000
3	Direktur	2	S2	Rp 40.000.000	Rp 80.000.000
4	Ketua Divisi	7	S1	Rp30.000.000	Rp210.000.000
5	Kepala Bagian	14	S1	Rp20.000.000	Rp280.000.000
6	Sekretaris Manager	1	D3	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Karyawan Shift					
7	Proses				
	- Ketua regu shift	4	S1	Rp18.000.000	Rp72.000.000
	- anggota shift	24	D3	Rp10.000.000	Rp240.000.000
	Sub total	28			
8	Utilitas				
	- Ketua regu shift	4	S1	Rp18.000.000	Rp72.000.000
	- anggota shift	12	D3	Rp10.000.000	Rp120.000.000
	Sub total	16			
9	Keamanan				
	- Ketua regu shift	3	SMU/STM	Rp9.000.000	Rp27.000.000
	- anggota shift	27	SMU/STM	Rp8.000.000	Rp216.000.000
	Sub total	30			
10	Instrument				
	- Ketua regu shift	4	S1	Rp18.000.000	Rp72.000.000
	- anggota shift	4	D3	Rp10.000.000	Rp40.000.000
	Sub total	8			
11	Quality Control	8	STM	Rp8.000.000	Rp64.000.000
12	K3	4	D3-S1	Rp10.000.000	Rp40.000.000
13	Gudang	4	SMU/STM	Rp8.000.000	Rp32.000.000
Karyawan Non-Shift					
14	Litbang	12	S1	Rp18.000.000	Rp216.000.000
15	Pemeliharaan	4	D3	Rp10.000.000	Rp40.000.000
16	Pemasaran	8	S1	Rp18.000.000	Rp144.000.000
17	Pembelian	8	S1	Rp18.000.000	Rp144.000.000
18	Keuangan	8	S1	Rp18.000.000	Rp144.000.000
19	Kepegawaian	8	S1	Rp18.000.000	Rp144.000.000
20	Humas	4	S1	Rp18.000.000	Rp72.000.000
21	Administrasi	5	D3	Rp10.000.000	Rp50.000.000

Lanjutan Tabel 4.28 Gaji Karyawan

22	Petugas Kebersihan	10	SMU	Rp4.500.000	Rp45.000.000
23	Dokter	2	S1	Rp18.000.000	Rp36.000.000
24	Perawat	4	D3	Rp10.000.000	Rp40.000.000
25	Supir	7	SMU	Rp5.000.000	Rp35.000.000
TOTAL		200			Rp2.685.000.000

b. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.7.3.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan pabrik selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan.

Tunjangan tersebut berupa :

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian
- Jamsostek
- Uang makan

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat

berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan diberikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Jamsostek merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan. Bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya.

g. Tempat ibadah

Perusahaan membangun tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersama dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak cuti

- Cuti tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setaun.

- Cuti massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

- Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

Adapun jenjang kepemimpinan dalam pabrik adalah sebagai berikut :

- Dewan komisaris/pemegang saham
- Direksi produksi
- Direktur umum
- Kepala bagian
- Kepala seksi
- Pegawai/operator

4.9 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On 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)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

- 1) Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

- 2). Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a) Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b) Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

- 3). Pendapatan modal

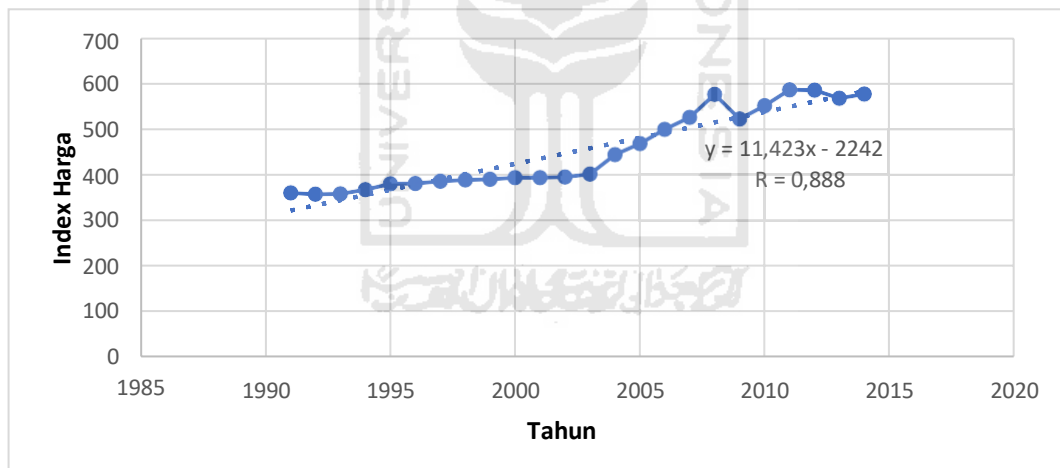
Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b) Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Sumber (www.chemengonline.com)

Berdasarkan data harga indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu tahun 2024. Regresi linear dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 4.10 Grafik Indeks Harga dan Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 11,423x - 22421$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2024 adalah :

Tabel 4.29 Harga Indeks Tahun Perancangan

Tahun	Indeks
2014	576,10
2024	656,61

Jadi, indeks pada tahun 2024 adalah 656,61

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries dan Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

- Ex : Harga pembelian pada tahun 2014
- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi
- Nx: Index harga pada tahun 2014
- Ny: Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana : Ea = harga alat a

E_b = harga alat b

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

4.9.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi <i>Ethyl Acrylate</i>	=	185.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2021
Kurs mata uang	=	1 US\$ = Rp 14.872,-
Harga Batubara <i>Sub-bituminus</i>	=	Rp 117.741.748.386
Harga Hidrogen	=	Rp 495.919.412.327
Katalis (CaO)	=	Rp 7.151.094
Katalis (CuO-ZnO-Al ₂ O ₃)	=	Rp 11.184.728.004
Harga Jual	=	Rp 1.375.660.000.000

4.9.3 Perhitungan Biaya

4.9.3.1 *Capital Investment*

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

- a. Investasi cepat kembali
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

4.9.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan

dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.9.3.3 *General Expenses*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah management salaries, legal fees and auditing, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi

diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari manufacturing cost.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan sales expense kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan sales expense besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

4.9.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.9.4.1 *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang

dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

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

4.9.4.2 *Pay Out Time (POT)*

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

4.9.4.3 *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang

mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut:

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

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

Dimana

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

4.9.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

4.9.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.9.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik metanol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.30 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	14.018.074	208.476.819.446
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	3.358.230	49.943.590.541
3.	<i>Instalasi Cost</i>	3.065.466	45.589.605.572
4.	Biaya pemipaan	3.565.215	53.021.878.117
5.	Biaya instrumentasi	1.760.811	26.186.775.872
6.	Biaya insulasi	651.088	9.682.984.886
7.	Biaya listrik	1.343.292	19.977.436.216
8.	Biaya bangunan	10.086.067	150.000.000.000
9.	Biaya tanah dan perluasan lahan	12.372.243	184.000.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		50.819.200	755.783.146.278

Tabel 4.31 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Teknik dan Konstruksi (20% PPC)	10.163.480	151.156.629.256
Total (<i>Engineering and construction + PPC</i>)		60.983.040	906.939.775.534

Tabel 4.32 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	59.562.396	885.811.960.038
2.	<i>Contractor fee (4%.DPC)</i>	3.573.744	34.001.1447.282
3.	<i>Contingency (15%.DPC)</i>	14.890.599	221.452.990.010
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		78.026.739	1.160.413.667.650

Tabel 4.33 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw material</i>	42.015.401	624.853.039.811
2.	Gaji karyawan	2.450.511	36.444.000.000
3.	<i>Supervisor</i>	612.628	9.111.000.000
4.	<i>Maintenance</i>	6.242.139	92.833.093.412
5.	<i>Plant supplies</i>	1.560.535	23.208.273.353
6.	<i>Royalty and patent</i>	1.073.000	15.957.656.000
7.	<i>Utilities</i>	4.698.322	69.873.449.308
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		58.652.536	872.280.511.884

Tabel 4.34 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll overhead</i>	490.102	7.288.800.000
2.	<i>Laboratory</i>	245.051	3.644.400.00
3.	<i>Plant overhead</i>	1.407.307	21.866.400.00
4.	<i>Packaging & Shipping</i>	5.365.000	79.788.280.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		7.570.460	112.587.880.000

Tabel 4.35 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	6.242.139	92.833.093.412
2.	<i>Property tax</i>	780.267	11.604.136.676
3.	Asuransi	780.267	11.604.136.676
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		7.802.674	116.041.366.765

Tabel 4.36 *Manufaring Cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	58.652.536	872.280.511.884
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	7.570.460	112.587.880.000
3.	<i>Fix Manufacturing Cost (FMC)</i>	7.802.674	116.041.366.765
<i>Manufaring Cost (MC)</i>		74.025.670	1.002.909.758.649

Tabel 4.37 *Working Capital (WC)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw material inventory</i>	11.458.746	170.414.456.403
2.	<i>Inprocesess inventory</i>	112.160	1.668.045.089
3.	<i>Produk inventory</i>	20.188.819	300.248.115.995
4.	<i>Extended credit</i>	2.276.061	33.849.573.333
5.	<i>Available cash</i>	6.729.606	100.082.705.332
<i>Working Capital (WC)</i>		40.765.392	606.262.905.152

Tabel 4.38 *General Expense (GE)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Administrasi</i>	2.220.770	33.027.292.759
2.	<i>Sales expense</i>	3.701.283	55.045.487.932
3.	<i>Research</i>	2.590.898	38.531.841.553
4	<i>Finance</i>	2.375.843	35.333.531.456
<i>General Expense (GE)</i>		10.888.795	161.938.153.701

Tabel 4.39 *Total Biaya Produksi*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Manufacturing cost</i>	74.025.670	1.002.909.758.649
2.	<i>General expense</i>	10.888.795	161.938.153.701
<i>Total Biaya Produksi</i>		84.914.464	1.032.847.912.349,960

Tabel 4.40 *Fixed Cost (Fa)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	6.242.139	92.833.093.412
2.	<i>Property tax</i>	780.267	11.604.136.676
3.	Asuransi	780.267	11.604.136.676
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		7.802.674	116.041.366.765

Tabel 4.41 *Variable Cost (Va)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw material</i>	42.015.401	624.853.039.811
2.	<i>Packing and shipping</i>	5.365.000	79.788.280.000
3.	Utilitas	4.698.322	69.873.449.308
4.	<i>Royalties & patents</i>	1.073.000	15.957.656.000
<i>Variable Cost (Va)</i>		53.151.723	790.472.425.119

Tabel 4.42 *Regulated Cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Gaji karyawan	2.450.511	36.444.000.000
2.	<i>Payroll overhead</i>	490.102	7.288.800.000
3.	<i>Supervisor</i>	612.628	9.111.000.000
4.	<i>Plant Overhead</i>	1.407.307	21.866.400.00
5.	<i>Laboratory</i>	245.051	3.644.400.00
6.	<i>General expense</i>	10.888.795	161.938.153.701
7.	<i>Maintenance</i>	6.242.139	92.833.093.412
8.	<i>Plant supplies</i>	1.560.535	23.208.273.353
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		23.960.067	356.334.120.466

4.9.6 Analisa Keuntungan

<i>Annual Sales (Sa)</i>	= Rp 1.595.765.600.000
<i>Total Cost</i>	= Rp 1.032.847.912.349
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 462.917.687.650
Pajak Pendapatan	= 25%
Keuntungan setelah pajak	= Rp 347.188.265.738

4.9.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.9.7.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$\text{ROI sebelum pajak} = 46,75 \%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 35,06 \%$$

4.9.7.2 *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1 \text{ tahun } 6 \text{ bulan}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 2 \text{ tahun}$$

4.9.7.3 *Break Even Point (BEP)*

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

$$BEP = 40,10 \%$$

4.9.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 19,60 \%$$

4.9.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 1.160.413.667.650$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 606.262.905.152$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 92.833.093.412$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$CF = \text{Rp } 457.528.039.333$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

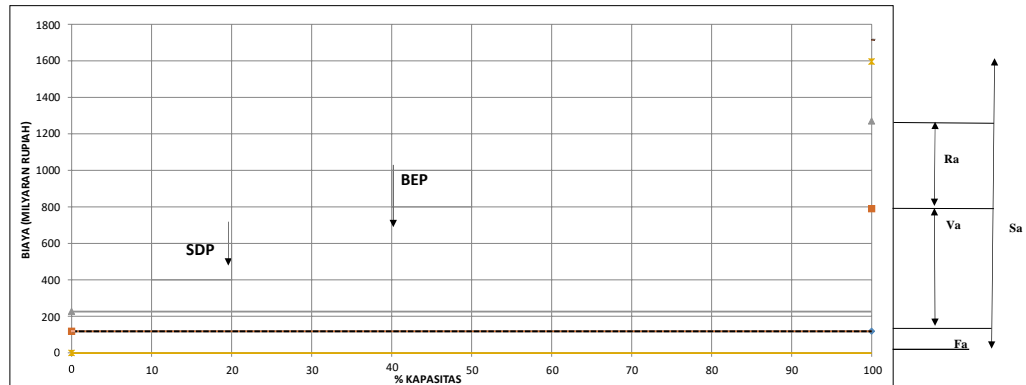
$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

$$R = \text{Rp } 17.893.658.943.717$$

$$S = \text{Rp } 17.893.658.943.717$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 25,98 \%$

Gambar 4.11 Grafik BEP



Gambar 4.11 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 40,10% dan 19,60%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 74.098 ton/tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP adalah 35.393 ton/tahun

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan pabrik metanol dari batubara menggunakan metode gasifikasi dengan kapasitas 185.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik Metanol dengan kapasitas 185.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang berbahan baku batubawa (*Low-rank*).
2. Pabrik Metanol berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur, Kalimantan dengan luas tanah keseluruhan 23.000 m² dan luas bangunan 15.000 m². Jumlah karyawan 200 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka Pabrik Metnol dengan kapasitas 185.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
4. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 462.917.687.650 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 347.188.265.738 (dengan asumsi pajak 25%) (Aries & Newton, 1955).

5. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 46,75% dan setelah pajak adalah 35,06%. ROI setelah pajak minimum untuk pabrik beresiko tinggi sebesar 44%. (Aries & Newton, 1955).
6. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 1 tahun dan setelah pajak adalah 2 tahun. POT setelah pajak maksimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 2 tahun. (Aries & Newton, 1955).
7. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 40,10% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 19,60%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% dan $SDP < BEP$. (Aries & Newton, 1955).
8. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 25,98%. Suku bunga simpanan bank rata-rata pada saat ini sebesar 9,13%.
9. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Metanol layak dikaji untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk metanol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistic Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada 27 April 2019 pukul 15.00 WIB
- Brown, G. G. 1973. *Unit Operations*. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc.
- Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Chopey, N. P., and G. H. Tyler. 1994. *Chemical Engineering Calculations*, 4th ed. New York: The McGraw – Hill Companies, Inc.
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. *Chemical Equipment Design*, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Bell, David, A. 2011. *Solid State Pilse Circuit*, 4th ed. Oxford: Oxford University Press
- Fogler, H.S., 1999, “Elements of Chemical Reaction Engineering”, 3ed, PrenticeHall, New Jersey
- Geankoplis, C. J. 1978. *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd ed. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc.
- Rinovianto, Guswendar. 2011. *Karakteristik Gasifikasi Pada Updraft Double Outlet Gasifier Menggunakan Bahan Bakar Kayu Karet*. Depok: Universitas Indonesia
- Higman, Christopher, 2008, “Gasification”, Elsevier Science, USA.
- Hill, C.G, 1996, “ An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design “, John Wiley and Sons. Inc, New York.

- Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1979. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*, 3rd Edition. John Wiley & Sons, New York, 54.
- Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> Diakses pada 1 September 2020 pukul 18.00 WIB.
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
- McCetta, J. J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant*. Singapore: McGraw - Hill International Edition.
- Park, N., Park, M. J., Ha, K. S., Lee, Y. J., & Jun, K. W. (2014). *Modeling and analysis of a methanol synthesis process using a mixed reforming reactor: Perspective on methanol production and CO₂ utilization*. *Fuel*, 129, 163-172.
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, M. S., and K. D. Timmerhaus. 1981. *Plant Design Economic's for Chemical Engineering's*, 4th ed. New York: McGraw Hill Co. Ltd.
- Rahmani, F., et. al., 2010, "Investigation of CO Injection Effect on Methanol Production in Single Type Reactor in The Presence of Catalyst Deactivation", *Iranian Journal of Chemical Engineering*.
- Saeidi, S., et. al., 2008, "Final Design for Coal-to-Methanol Process", University of California Publisher, USA.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.

- Smith, R J. Byron, 2010, “*A Review of the Water Gas Shift Reaction Kinetics*”,
The Berkeley Electronic Press, India.
- Sukandarrumidi, 2006, *Batubara Dan Pemanfaatannya*, Gajah Mada University
Press: Yogyakarta.
- Supp, E. (1990). *How to Produce Gas From Coal. In How to Produce Methanol
from Coal* (pp. 1-43). Springer, Berlin, Heidelberg.
- Susanto, Herri, 2018. “Pengembangan Teknologi Gasifikasi untuk Mendukung
Kemandirian Energi dan Industri Kimia”, Bukuteks, Penerbit: ITB,
Bandung, ISBN 978-602-6624-23-9.
- Wallas, Stenley, M., 1991, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*
”, Mc GrawHill Book Co., Tokyo.
- Wison Engineering Ltd., 2011, “*Processing Low Rank Coal into Chemical
Based Alternative Fuel through Gasification Technology*”, Jakarta
- Yaws, Carl L., 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, McGraw-Hill Book
Company, Tokyo.

LAMPIRAN



LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

GASIFIER (R-210)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi gasifikasi batubara menjadi *syngas*

Cara Kerja :

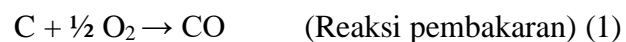
1. *Feed* masuk berupa batubara dengan ukuran 0,1 mm ditambah air yang sudah menjadi *slurry*.
2. Udara pembakar adalah oksigen.
3. *Slurry bertekanan* sebagai reaktan proses gasifikasi.
4. *Slurry* (Batubara dan H₂O) dan oksigen masuk bagian atas *gasifier* dengan *spreader*.
5. Zona reaksi terjadi pada bagian atas *gasifier* sepanjang 40% tinggi *gasifier*.
6. Produk berupa *syngas* turun menuju bagian bawah masuk ke zona *quenching*.
7. Setelah mengalami pendinginan, *syngas* keluar melalui bagian samping bawah *gasifier*, sedangkan *slag* keluar melalui bagian bawah *gasifier*.

Kondisi Operasi :

Temperatur = 1500,0 °C

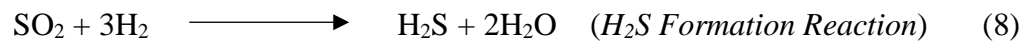
Tekanan = 50 bar = 725,19 psi

Reaksi yang terjadi :





Selain tiga zona reaksi di atas, terdapat reaksi samping sebagai berikut:



Penentuan Volume, Diameter, dan Tinggi Gasifier

Gasifier didesain *entrained bed* dengan *single stage down-flow*, sehingga dapat diasumsikan sebagai *plug flow reactor*. Selain itu, juga digunakan asumsi bahwa partikel *single size*, aliran *slurry plug flow*, dan komposisi gas *uniform*.

(Levenspiel, 1999)

Perhitungan menggunakan Shrinking-Core Model untuk partikel berbentuk *sphere* dengan chemical reaction sebagai *controls*.

Komposisi gas O_2 masuk dalam *gasifier* :

Komponen (kmol/Jam)	Massa (kg/jam)	Mol
O_2	28887,412	902,731625

Data-data yang digunakan :

Konversi (X) = 0,99

Diameter partikel (D_p) = 0,1 mm

Residence time (t) = 2 s

(David A. Bell, 2011)

Karena reaksi berlangsung sangat cepat (*instantaneous reaction*), maka diasumsikan reaktor hanya terisi produk.

Massa syngas yang dihasilkan = 46725,238 kg/jam

Densitas syngas = 16,83 kg/m³

Flowrate syngas = 2776,36624 m³/jam

Volume syngas = 1,542425689 m³

Volume ruang kosong = 50%

Volume gasifier = 2,31 m³ = 81,71 ft³

L/D ratio = 2 (Senapati) (Rule of thumbs)

Sudut conical (α) = 120° = 2,09 radian

Volume tutup atas = 0,08 D³ (Standard dished head)

Volume silinder = 1,57 D³

Volume tutup bawah = 0,08 D³ (Conical)

Diameter gasifier (Di) = 3,61 ft = 43,37 in

Kondisi Desain Gasifier :

Tekanan total = Tekanan operasi
= 50 bar = 725,19 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
= 797,7psi

Temperatur = 1500,0 °C = 2732 F

Penentuan Tebal dan Tinggi Gasifier :

Bahan konstruksi = Hastelloy S (Hayness International, inc)

Allowable stress = 122412 psi

Corrosion factor = 0,125 in

Welded factor = 0,80 (ASME, 1956)

a. Tebal dan Tinggi Silinder :

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder} &= \frac{pD_i}{2(fE-0.6p)} + C \\ &= 0,30 \text{ in} = 0,31 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \end{aligned}$$

$$\text{Diameter luar} = 44,00 \text{ in} = 50,00 \text{ in} \quad (\text{standarisasi})$$

$$\text{Diameter dalam} = 49,38 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 98,75 \text{ in}$$

b. Tebal dan Tinggi Tutup Bawah :

$$\begin{aligned} \text{Tebal conical} &= \frac{pD_i}{4(fE-0.1p)\cos^2\alpha} + C \\ &= 0,33 \text{ in} = 0,35 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi conical} &= \frac{D_i}{2 \tan_2\alpha} \\ &= 14,25333477 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Tebal dan Tinggi Tutup Atas :

$$r = 50,00 \text{ in}$$

$$icr = 4 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Tebal standard dished head} = \frac{0.885 pr}{2(fE-0.1p)} + C$$

$$= 0,31 \text{ in} = 0,33 \text{ in}$$

(standarisasi)

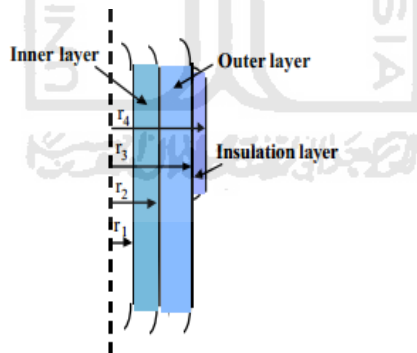
$$\begin{aligned} \text{Tinggi standard dished head} &= 0,169 D \\ &= 8,344375 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Tinggi Total *Gasifier* :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total Gasifier} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi conical} + \\ &\text{Tinggi standard dished head} \\ &= 121,35 \text{ in} \end{aligned}$$

Penentuan Tebal Isolasi *Gasifier* :

- ❖ Bagian dalam *Gasifier* diberi penahan panas yaitu *refractory*
- ❖ Reaktor dan *Vessel Quenching* berada dalam satu *vessel*
- ❖ Bagian luar *Gasifier* juga dilapisi dengan isolasi
- ❖ Zona pembakaran terjadi pada 40% bagian atas *Gasifier*



Gambar C.1 Lapisan Isolasi Dinding *Gasifier*

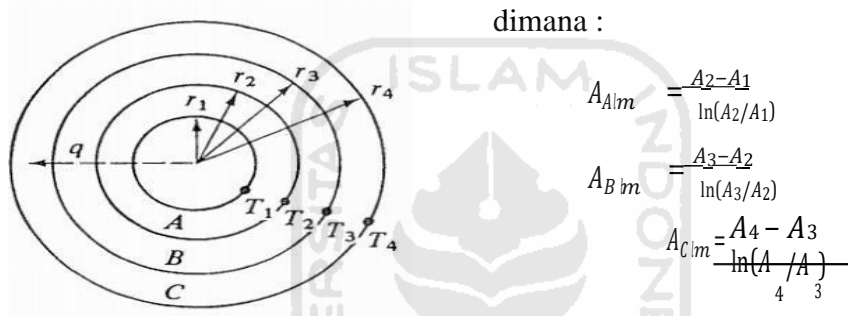
Gambar di atas merupakan isolasi dinding *Gasifier*. Bahan *refractory* yang biasa digunakan untuk *Gasifier* tipe *Entrained Flow* terdiri dari alumina densitas tinggi dan alumina densitas rendah. Sedangkan bahan isolasi bagian luar *Gasifier* adalah diatomit.

(T.J. Park, 2000)

Untuk menghitung tebal dari masing-masing isolasi, digunakan persamaan konduksi melalui bahan padat yang disusun secara seri membentuk *multilayer cylinders*.

$$q = \frac{T_1 - T_2}{\left(\frac{r_2 - r_1}{k_A} \right)} = \frac{T_2 - T_3}{\left(\frac{r_3 - r_2}{k_B} \right)} = \frac{T_3 - T_4}{\left(\frac{r_4 - r_3}{k_C} \right)}$$

dimana :



$$A_{Alm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)}$$

$$A_{B\ m} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)}$$

$$A_{C\ m} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)}$$

(Geankoplis 4th ed., 2003)

Gambar C.2 Desain Lapisan Isolasi *Multilayer Cylinders*

Asumsi :

$$T_1 = 1597 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_5 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Lapisan A : *High Density Alumina* $k_A = 4,671 \text{ W/m.K}$

Lapisan B : *Low Density Alumina* $k_B = 3,114 \text{ W/m.K}$

(D.Q. Kern, 1965)

Lapisan C : *Hastelloy S* $k_C = 28 \text{ W/m.K}$

(Hayness International, inc)

Lapisan D : *Diatomit* $k_D = 0,088 \text{ W/m.K}$

(D.Q. Kern, 1965)

Panjang isolasi adalah bagian silinder dan tutup atas *vessel* :

L = Lsilinder + Ltutup atas



$$= 107,09 \text{ in} = 2,72 \text{ m}$$

Tebal isolasi:

$t_2 = 100 \text{ mm}$	<i>(H.D. Alumina)</i>	$r_1 =$	Jari-jari dalam silinder	$= 0,63 \text{ m}$
$t_3 = 250 \text{ mm}$	<i>(L.D Alumina)</i>	$r_2 =$	$r_1 + t_2$	$= 0,73 \text{ m}$
$t_4 = 7,94 \text{ mm}$	<i>(Hastelloy)</i>	$r_3 =$	$r_2 + t_3$	$= 0,98 \text{ m}$
$t_5 = 20 \text{ mm}$	<i>(Diatomit)</i>	$r_4 =$	$r_3 + t_4$	$= 0,99 \text{ m}$
		$r_5 =$	$r_4 + t_5$	$= 1,01 \text{ m}$

Luas area perpindahan panas :

$A_1 = 2\pi \times L \times r_1 =$	$10,71 \text{ m}^2$	$A_{A \text{ lm}} =$	$11,55 \text{ m}^2$
$A_2 = 2\pi \times L \times r_2 =$	$12,42 \text{ m}^2$	$A_{B \text{ lm}} =$	$14,45 \text{ m}^2$
$A_3 = 2\pi \times L \times r_3 =$	$16,69 \text{ m}^2$	$A_{C \text{ lm}} =$	$16,76 \text{ m}^2$
$A_4 = 2\pi \times L \times r_4 =$	$16,83 \text{ m}^2$	$A_{D \text{ lm}} =$	$17,00 \text{ m}^2$
$A_5 = 2\pi \times L \times r_5 =$	$17,17 \text{ m}^2$		

Heat transfer rate :

$$q = 75342,40 \text{ W}$$

Temperatur tiap lapisan :

T1 =	1597,00 °C
T2=	1457,29 °C
T3=	1457,29 °C
T4=	1457,29 °C
T5=	1457,29 °C

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal total isolasi} &= t_2 + t_3 + t_4 + t_5 \\
 &= 377,94 \text{ mm} \\
 &= 14,87942913 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Mendesain Quenching Tower :

Entrained Flow Gasifier didesain seperti gambar di bawah, dimana reaktor dan *vessel quenching* berada dalam *satu vessel*. *Quench tower* berupa silinder tegak dan tutup bawah berbentuk *standard dished head*.

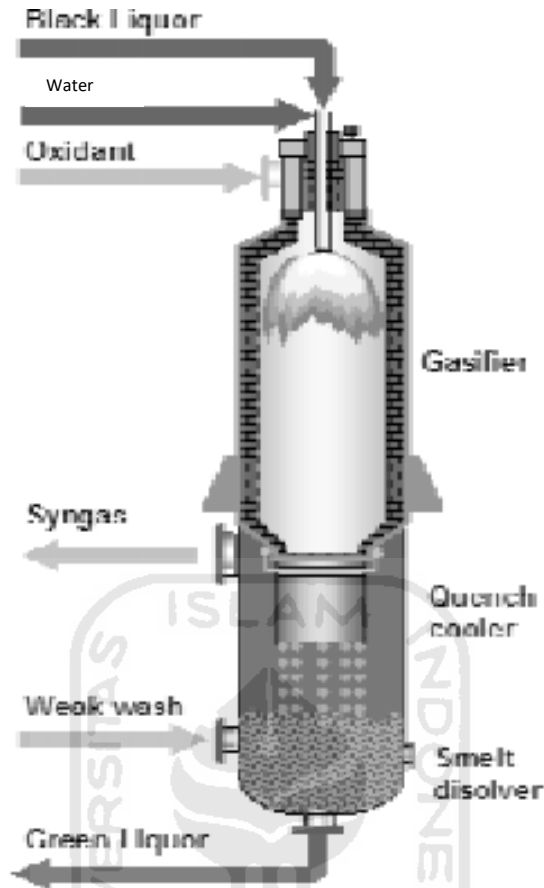
Bahan konstruksi = *Hastelloy S*
(Hayness International, inc)

Allowable stress = 122412 psi

Corrosion factor = 0,125 in

Welded factor = 0,80

(ASME, 1956)



Gambar C.3 *Entrained Flow Gasifier*

a. Tebal dan Tinggi Silinder :

$$\text{Tebal silinder} = \frac{pD_i}{2(fE - 0.6p)} + C$$

$$= 0,33 \text{ in}$$

$$= 0,35 \text{ in}$$

(standarisasi)

$$\text{Diameter dalam} = D_i + 2 \times \text{tebal isolasi}$$

$$= 79,13 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar} = \text{Diameter dalam} + 2 \times \text{tebal silinder}$$

$$= 79,83 \text{ in}$$

$$= 85 \text{ in}$$

(standarisasi)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam} &= \text{Diameter luar} - 2 \times \text{tebal silinder} \\
 &= 84,30 \text{ in} \\
 &\quad (\text{standarisasi}) \\
 \text{Tinggi silinder} &= 1,5 \times D_i \\
 &= 126,45 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal dan Tinggi Tutup Bawah :

$$r = 102 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 6 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal } \textit{standard dished head} &= \frac{0,885 pr}{2(fE-0,1p)} + C \\
 &= 0,49 \text{ in} \\
 &= 0,50 \text{ in} \\
 &\quad (\text{standarisasi})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } \textit{standard dished head} &= 0,169 D \\
 &= 14,2467 \text{ in}
 \end{aligned}$$

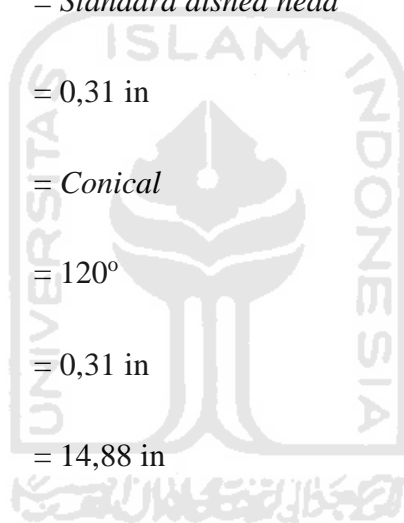
c. Total tinggi *vessel* :

$$\begin{aligned}
 \text{Total tinggi } \textit{vessel} \text{ (Gasifier + Quenching Tower)} \\
 &= L_{\text{gasifier}} + L_{\text{silinder quenching}} + T_{\text{hb quenching}} \\
 &= 262,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Tempat berlangsungnya reaksi gasifikasi batubara menjadi <i>Syngas</i>
Tipe	= <i>Entrained Flow</i>
Temperatur Operasi	= 1597 °C

Tekanan Operasi	= 50 bar
Kapasitas	= 81,71 ft ³
Diameter	= 50 in
Tinggi Total	= 262,04 in
Tebal Silinder	= 0,31 in
Tipe Tutup Atas	= <i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	= 0,31 in
Tipe Tutup Bawah	= <i>Conical</i>
Conical Angle	= 120°
Tebal Tutup Bawah	= 0,31 in
Tebal Isolasi	= 14,88 in
Diameter Quenching	= 84,30 in
Tebal Lapisan Quenching	= 0,35 in
Bahan Konstruksi	= <i>Hastelloy S</i>
Bahan Isolasi	= <i>High Density Alumina, Low Density Alumina, Diatomit</i>
Tipe Pengelasan	= <i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah Alat	= 1 buah



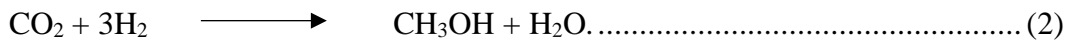
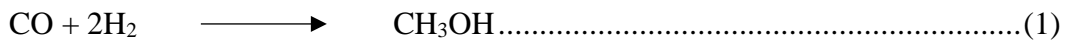
REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Pada reaktor jenis ini terjadi pembuatan metanol dengan dua reaksi pembentukan metanol dengan konversi 99%.

Tujuan = Tempat berlangsungnya sintesis metanol dari *syngas*.

Katalis = CuO-ZnO-Al₂O₃

Reaksi yang terjadi =



Kondisi Operasi:

$$\text{Suhu (T)} = 200 \text{ }^\circ\text{C} = 473 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 50 \text{ atm}$$

$$\text{Konversi} = 99\%$$

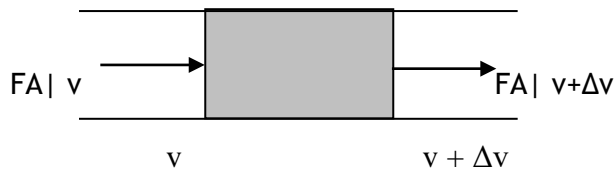
Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ

dengan konversi X. Neraca massa CH₃OH pada elemen volume :

$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang bereaksi} = 0$$



Keterangan: FA : Kecepatan massa methanol, Kgmol/s

V : Volume reaktor

Δv : Penambahan volume, m³

Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$FA|_v - FA|_{v+\Delta v} - rA \Delta v = 0 \quad FA|_v - FA|_v$$

$$+ \Delta v = rA \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{FA|_v - FA|_{v+\Delta v}}{\Delta v} = -rA$$

$$-\frac{dFA}{dv} = rA$$

$$-\frac{dFA}{dv} = rA \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{FA_0 dX}{dZ} = -rA \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{dX}{dZ} = -rA \frac{\pi d^2}{4 FA_0}$$

Untuk Nt buah pipa :

$$\frac{dX}{dZ} = -rA Nt \frac{\pi d^2}{4 FA_0}$$



Dimana:

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

$$dv = \frac{\pi D_i^2}{4} dZ$$

Dimana:

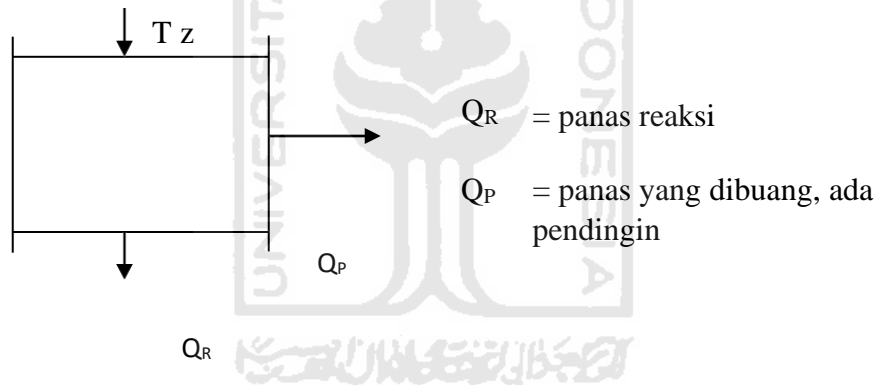
$$FA = FA_0 (1 - XA)$$

$$dFA = -FA_0 dX$$

dimana :

$\frac{dX_A}{dz}$	=	perubahan konversi persatuan panjang
N_t	=	Jumlah tube
$(-r_A)$	=	kecepatan reaksi = $k C_A \cdot C_B$
Z	=	tebal tumpukan katalisator
D_i	=	diameter dalam pipa

b. Neraca panas elemen volume



Heat of input - Heat of output + Heat of generation - Heat transfer = Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-rA) \Delta H_R \cdot V - U d \cdot N_i \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \Delta z \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = - \left((-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \Delta z \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) \right)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = - \left((-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) \right)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = - \left((-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) \right)$$

$$- \frac{dH}{dZ} = - \left((-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) \right)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dZ} = (-rA) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot N_i - U d \cdot N_i \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$dT = \frac{FA_0 \Delta H \frac{dx}{dz} - U dN_i \pi OD_i (T - T_c)}{dZ}$$



$R dz$

p

$\sum F_i C_{pi}$

Dimana :



$\frac{dT}{dz}$ = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis dZ

ΔH_R = Panas Reaksi

U_d = Overall heat transfer coefficient

D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = Suhu referensi

f. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 373K

Komposisi Dowtherm A : - 50 % Heptalen

- 50 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

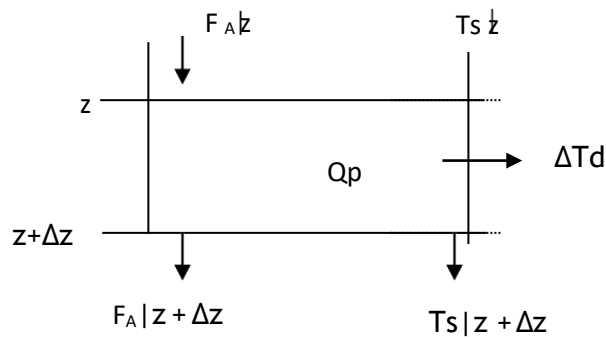
C_p = 109,9291 Btu/lb.F

μ = 19,8790 gr/cm jam

k = 1,1604 Btu/ft.jam.F

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_s C_{ps} (T_{s|z} - T_0) + Q_p - m_s C_{ps} (T_{s|z+\Delta z} - T_0) = 0$$

$$m_s C_{ps} (T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$m_s C_{ps} (T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z}) = \frac{U \pi D_o N_i \Delta z (T - T_s)}{(m C_p)_s}$$

$$\frac{(T_{s|z} - T_{s|z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{U \pi D_o N_i (T - T_s) (m C_p)_s}{U \pi D_o N_i (T - T_s)}$$

$$-\frac{(T_{s|z+\Delta z} - T_{s|z})}{\Delta z} = \frac{(m C_p)_s}{(m C_p)_s}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \pi D_o (T - T_s) (m C_p)_s}{(m C_p)_s}$$

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

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \pi D_o (T - T_s)}{(m C_p)_s}$$

g. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.)

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{Z}{d}$$

$pg dp$

$$\frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{150(1 - \epsilon)}{\epsilon} = \frac{1}{1 - \epsilon}$$

Dp



Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ϵ = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, $\text{gr}/\text{cm jam}$

Neraca Massa Umpan

Komponen	BM	Input		Output	
		Mass Flow Rate (kg/jam)	Molar Flow Rate (kmol/jam)	Mass Flow Rate (kg/jam)	Molar Flow Rate (kmol/jam)
CO	44	217,822	4,951	2,178	0,049
H ₂	2	4688,522	2344,261	46,885	23,443
CO ₂	76	33893,619	445,969	338,936	4,459
H ₂ O	18	108,625	6,035	13844,021	769,112
N ₂	28	1699,089	60,682	1699,089	60,682
CH ₃ OH	32	0	0	24676,569	771,143
TOTAL		40607,677	2861,897	40607,678	1628,889

1. Menentukan Yi

Komponen	BM	F_i (kg/jam)	n_i (kmol/jam)	y_i	$B_{mi} \times Y_i$
CO	44	217,822	4,951	0,002	0,076
H ₂	2	4688,522	2344,261	0,820	1,638
CO ₂	76	33893,619	445,969	0,156	11,843
H ₂ O	18	108,625	6,035	0,002	0,038
N ₂	28	1699,089	60,682	0,021	0,594
TOTAL		40607,677	2861,897	1,000	14,189

2. Menentukan Z Umpan reaktor

Komponen	BM	yi	Pc (bar)	Pc (atm)	Tc (K)
CO	44	0,002	34,990	34,532	132,920
H ₂	2	0,819	13,130	50,430	33,180
CO ₂	76	0,156	73,820	72,855	304,190
H ₂ O	18	0,002	220,550	217,666	647,130
N ₂	28	0,021	33,940	33,496	126,100
TOTAL		1,000	376,430	408,979	1243,520

Komponen	BM	w	Yi.BM	Yi.Pc	Yi.Tc	Yi.w
CO	44	0,066	0,076	0,060	0,230	0,000
H ₂	2	0,220	1,638	41,309	27,179	0,180
CO ₂	76	0,228	11,843	11,353	47,402	0,036
H ₂ O	18	0,345	0,038	0,459	1,365	0,001
N ₂	28	0,040	0,594	0,710	2,674	0,001
TOTAL		0,899	14,189	53,891	78,849	0,217

$$\begin{aligned}
 T_c \text{ umpan} &= 78,8488 \quad \text{K} \\
 P_c \text{ umpan} &= 53,8905 \quad \text{atm} \\
 T_r &= T/T_c = 5,9988 \\
 P_r &= P/P_c = 0,9278 \\
 P_r/T_r &= 0,1547
 \end{aligned}$$

Dari harga $T_r = 1.8543$ dan $P_r = 0.0244$ berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3 sampai 7.

$$B^{\cap} = \frac{BP_c}{RT_c} = B^{\circ} + \omega B^1 \dots \dots \dots (3)$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^{\cap} \frac{P_r}{T_r} \dots \dots \dots (4)$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right) \dots \dots \dots (5)$$

$$B^{\circ} = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} \dots \dots \dots (6)$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} \dots \dots \dots (7)$$

Komp.	yi	Tr	Pr	Bo	B1
CO	0,002	3,559	1,448	0,028	0,138
H ₂	0,820	14,256	0,992	0,070	0,139
CO ₂	0,156	1,555	0,686	-0,125	0,112
H ₂ O	0,002	0,731	0,230	-0,614	-0,503
N ₂	0,021	3,751	1,493	0,032	0,138
TOTAL	1,000	23,851	4,848	-0,602	0,025

Komp.	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
CO	0,037	0,407	1,010	0,002
H ₂	0,108	0,070	1,085	0,825
CO ₂	-0,087	0,441	0,950	0,149
H ₂ O	-0,782	0,314	0,736	0,002
N ₂	0,086	0,398	1,010	0,022
TOTAL	-0,750	1,630	4,740	0,999

3. Menentukan Volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{ZnRT}{P} \dots\dots\dots(8)$$

Dimana:

V_g = Laju Alir Volumetrik (cm³/dtk)

n = mol umpan (mol/dtk) = 794,9713 mol/dtk

T = Temperatur (K) = 473 K

P = Tekanan (atm) = 50 atm

R = Konstanta gas (cm³.atm/gmol.K) = 82,05 cm³.atm/gmol.K

Dengan persamaan 8 diatas, didapatkan nilai

V_g = 616491,80 cm³/dtk

= 0,6165 m³/dtk

4. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{PBM}{RTZ} \dots \dots \dots (9)$$

Dengan persamaan 9 diatas, didapatkan nilai

$$\begin{aligned} \rho &= 0,0432723 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 2725,1998 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

5. Menentukan Viskositas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus:

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2 \dots \dots \dots (10)$$

Komp.	yi	η gas mikropoise	μ_{gas} (kg/s.m)	μ_{gas} (kg/jam.m)	μ_{gas} lb/ft.jam
CO	0,002	244,304	0,000024	0,088	0,000021
H ₂	0,819	120,698	0,000012	0,043	0,000011
CO ₂	0,156	222,979	0,000022	0,080	0,000019
H ₂ O	0,002	162,936	0,000016	0,059	0,000014
N ₂	0,021	245,180	0,000025	0,088	0,000021
TOTAL	1,000	996,096	0,000001	0,358	0,000001

Komp.	yi. μ_{gas} (kg/s.m)	yi. μ_{gas} (kg/jam.m)	yi. μ_{gas} lb/ft.jam	η gas mikropoise
CO	4,2260E-08	1,5213E-04	3,6817E-08	4,2260E-01
H ₂	9,8867E-06	3,5592E-02	8,6133E-06	9,8867E+01
CO ₂	3,4747E-06	1,2509E-02	3,0271E-06	3,4747E+01
H ₂ O	3,4357E-08	1,2369E-04	2,9932E-08	3,4357E-01
N ₂	5,1986E-07	1,8715E-03	4,5291E-07	5,1986E+00
TOTAL	1,3958E-05	5,0248E-02	1,2160E-05	1,3958E+02

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 0,000014 \quad \text{kg/m.s} \\ &= 0,000139578 \quad \text{gr/cm.s}\end{aligned}$$

6. Menghitung Konduktivitas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus:

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \dots\dots\dots(11) \quad T = 473$$

K

$$T^2 = 223729 \text{ K}$$

Komp.	yi	k_{gas} W/m.K	$y_i \cdot k_{\text{gas}}$ W/m.K
CO	0,002	3,6344E-02	6,2868E-05
H ₂	0,820	2,4209E-01	1,9830E-01
CO ₂	0,156	4,0976E-02	6,3853E-03
H ₂ O	0,002	3,3836E-02	7,1347E-05
N ₂	0,021	3,6530E-02	7,7455E-04
TOTAL	1,000	0,390	0,206

$$\begin{aligned}k_{\text{camp}} &= 0,2055944 \quad \text{W/m.K} \\ &= 0,7401 \quad \text{kJ/jam.m.K} \\ &= 0,17677946 \quad \text{kkal/jam.m.K} \\ &= 0,00049105 \quad \text{kal/dtk.cm.K}\end{aligned}$$

7. Menentukan Kapasitas Panas gas Umpan

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku Chemical Properties Handbook, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

Dengan rumus:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \dots \dots \dots (12)$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komp.	yi	BM (kg/kmol)	Cp (kjoule/kg.K)	Cpi = yi.Cp (kjoule/kg.K)
CO	0,002	44	0,664	0,001
H ₂	0,835	2	21,745	17,812
CO ₂	0,159	76	0,392	0,061
H ₂ O	0,002	18	1,941	0,004
N ₂	0,002	28	1,053	0,022
Total	1,000	168	25,796	17,901

$$T = 473 \text{ K}$$

Komp.	yi	BM (kg/kmol)	Cp (joule/mol.K)	Cp (kjoule /kmol.K)
CO	0,002	44	29,230	29,230
H ₂	0,835	2	43,491	43,490
CO ₂	0,159	76	29,763	29,763
H ₂ O	0,002	18	34,946	34,946
N ₂	0,002	28	29,489	29,489
Total	1,000	168	166,918	166,920

Komp.	Fi (kg/jam)	Fi.Cpi (Kjoule/jam.K)	Cp.yi (Kjoule/kmol.K)
CO	217,822	0,250	0,051
H ₂	4688,522	83512,698	35,624
CO ₂	33893,619	2068,364	4,638
H ₂ O	108,625	0,445	0,074
N ₂	1699,089	37,942	0,625
Total	40607,677	85619,699	41,012

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 41,012 && \text{Kjoule/kmol.K} \\
 &= 85619,699 && \text{Kjoule/jam.K} \\
 &= 17,9008 && \text{kjoule/kg.K}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan ΔH_R

Nilai-nilai koefisien diambil dari buku *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill, Carl L. Yaws

$$T_{\text{umpam}} = 473 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

Komp.	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
CO	-110,5400	-110540	5141,1355	5141,1355
H ₂	0,0000	0	5088,0424	5088,0424
CO ₂	-393,5100	-393510	7180,1905	7180,1905
H ₂ O	-241,8000	-241800	5989,2903	5989,2903
N ₂	0,0000	0	5119,5549	5119,5549
CH ₃ OH	-201,1700	-201170	8873,1622	8873,1622
TOTAL	-947,0200	-947020	37391,376	37391,3759



$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -90630 \quad \text{Kj/kmol} \\ \Delta H_r &= 10229,1780 \quad \text{Kj/kmol} \\ \Delta H_p &= 8873,1622 \quad \text{Kj/kmol} \\ \Delta H_R &= -91986,0157 \quad \text{Kj/kmol} \quad \text{(Reaksi Eksotermis)} \\ &= -21970,49191 \quad \text{kkal/kmol} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -836480 \quad \text{Kj/kmol} \\ \Delta H_r &= 12268,2329 \quad \text{Kj/kmol} \\ \Delta H_p &= -442970,0000 \quad \text{Kj/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta HR &= -1291718,233 \text{ KJ/kmol} && \text{(Reaksi Eksotermis)} \\ &= -308521,7331 \text{ kkal/kmol} \\ \Delta HR \text{ total} &= -330492,225 \text{ kkal/kmol} \\ &= -1383704,249 \text{ KJ/kmol} \end{aligned}$$

9. Katalisator

$$\begin{aligned} \text{Katalis} &= \text{CuO-ZnO-Al}_2\text{O}_3 \\ \text{Bentuk} &= \text{Pelet} \\ \text{Diameter} &= 0,6 \text{ cm} = 0,006 \text{ m} = 6 \text{ mm} \\ \text{Densitas} &= 1,3 \text{ gr/cm}^3 = 1300 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Porositas} &= 0,43 \\ \text{Densitas bulk} &= 1,4 \text{ gr/cm}^3 = 1400 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

10. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan

dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (hw/h) telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

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

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

$$\text{dipilih } D_p/D_t = 0,15$$

dimana :

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

Jenis Tube	Steel pipe
IPS	1,50 in
OD	1 8/9 in
ID	1,610 in
Flow area per tube	2,040 in ²
Sc.Num	40 ft
Surface per lin ft (Outside)	0,498 ft ² /ft
Surface per lin ft (Inside)	0,422 ft ² /ft

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalisator

Dt : diameter tube

Jenis = CuO-ZnO-Al₂O₃
ukuran D = 0,6 cm
L = 0,6 cm
density = 1,3 gr/cm³ = 1300 kg/m³
bulk density = 1,4 gr/cm³

Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekivalen yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka :

$$VS = \pi D^2 L \dots\dots\dots(15)$$

VS = 0,16956 cm³
Dp = 0,6 cm
Dp/Dt = 0,15
Dt = 4,00 cm = 1,575 in

Dari Hasil Perhitungan, maka dipilih ukuran tube standart:

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

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu} \dots \dots \dots (16)$$

$$G_t = \frac{\mu N_{Re}}{D_t} \dots \dots \dots (17)$$

Dimana:

N_{Re}	=	3100	
μ	=	0,00014	g/cm.dtk
D_t	=	4,0894	cm
G	=	40607,677	kg/jam
	=	11279,9103	gr/dtk
$G_t = \frac{\mu N_{Re}}{D_t}$	=	0,1058	gr/cm ² .dtk
	=	3809,1044	kg/m ² .jam
$A_t = G \frac{A_o}{G_t}$	=	106606,8884	cm ²
	=	10,6607	m ²
A_o	=	Luas Penampang Pipa	
$A_o = \frac{\pi D^2}{4}$	=	13,1277	cm ²
	=	0,13128	m ²

Nt = Jumlah Pipa

$$N_{tmax} = \frac{A_t}{A_o} = 8120,7533 \text{ buah}$$

$$\rho_s = 1,3 \text{ g/cm}^3$$

$$P = 50 \text{ atm}$$

$$BM = 14,182 \text{ g/gmol}$$

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

$$T_{\text{udara}} = 303 \text{ K}$$

$$\rho_g = 0,0433 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{\text{udara}} = \frac{P_{\text{udara}} BM_{\text{udara}}}{RT_{\text{udara}}}$$

$$\rho_{\text{udara}} = 0,0005707 \text{ gr/cm}^3$$

Katalis CuO-ZnO-Al₂O₃:

bentuk = Pelet

Re = 3100

Fd = 0,4 (fig.69 brown P.76)

$$v_{max} = \frac{4(\rho_s - \rho_g)gDp}{3\rho_g fD} = 24,8023 \text{ cm/dtk}$$

$$= 892,8811 \text{ m/jam}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 260673,0657 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$At = \frac{Q}{v_{max}} = 10510,0564 \text{ cm}^2$$

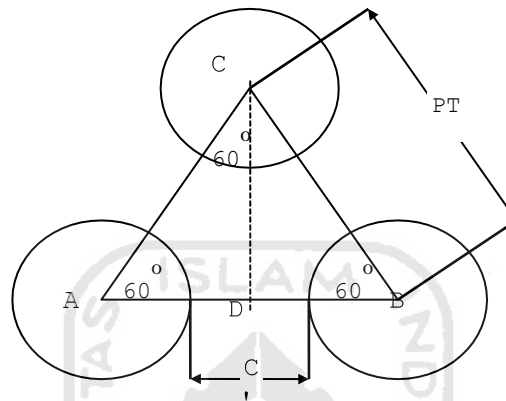
$$N_{tmin} = \frac{At}{A_o} = 800,6011 \text{ buah}$$

Diambil Nt = 801 buah



11. Menentukan diameter Reaktor (IDs)

Pipa (*tube*) disusun dengan pola '*triangular pitch*' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan *square pitch* (Kern, 1983)



Gambar Susunan Tube dengan pola tringular

Susunan tube	=	<i>triangular</i>
<i>Pitch tube</i> (PT)	=	$1.25 \times OD_t$
	=	2,375 in
	=	6,0325 cm
<i>Clearance</i> (C')	=	$PT - OD_t$
	=	0,4750 in
	=	1,2065 cm

Untuk menghitung diameter *shell*, dicari luas penampang shell total (A total); Luas *shell* = Luas segitiga

$$A_{total} = 2 \cdot N_t \cdot \text{Luas segitiga } ABC$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 N_i \left(\frac{1}{2} \cdot \frac{PT^2}{n60} \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 N_i \left(\frac{\Gamma}{2} \cdot \frac{PT^2}{0866} \right)$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi: } ID_s &= \sqrt{\frac{4N_i P_T^2 0866}{\pi}} = 179,3237 \text{ cm} \\ &= 1,7932 \text{ m} \\ &= 70,5999 \text{ in} \end{aligned}$$

12. Menentukan Cp Pendingin

Jenis	=	Dowtherm A
T	=	200 - 750 F (366.3 - 671.89 K)
BM	=	165
Cp	=	0.1152 + 0.0003402 T.cal/gr.K
Densitas (ρ)	=	1.3644 - 9.7073.10 ⁻⁴ T.g/cm ³
Viskositas (μ)	=	35.5898 - 6.04212 T(g/cm.J)
Kond. termal (k)	=	1.512 - 0.0010387 T.cal/g.cm.K

Pendingin Dowtherm A

	K	°C	F
T in	373	100	212,0
T out	468	195	383,0
ΔT	95	95	171,0

$$C_{pp} = 0,11152 + 0,0003402T$$

$$C_{pp} = 0,2384 \text{ Cal/gr K}$$

$$= 0,4295 \text{ BTU/lb K}$$

$$= 0,0009 \quad \text{BTU /gr K}$$

$$= 0,9980 \quad \text{J/gr K}$$

13. Menghitung densitas pendingin pada T in

$$\rho_p = 1,3644 - (97073 \times 10^{-4} T_{in}) = 1,0043 \quad \text{gr/cm}^3$$

14. Menghitung Konduktivitas Termal Pendingin pada T in

$$K_p = 1,512 - 0,001038 \times T_{in} = 1,1246 \text{ cal/cm.jam.K}$$

$$= 0,4708 \text{ kJ/m.jam.K}$$

$$= 1,1604 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

15. Menghitung Viskositas Pendingin pada T in

$$\mu_p = 35,5898 - 0,04212 \times T_{in} = 19,88 \quad \text{gr/cm jam}$$

$$= 0,0055 \text{ gr/cm det}$$

$$= 1,9879 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 1,3358 \text{ lb/ft.jam}$$

16. Menentukan Pendingin yang dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah dowtherm A:

$$\text{suhu steam masuk} = 100 \quad \text{C} = 373 \quad \text{K} = 703 \quad \text{F}$$

$$\text{suhu steam keluar} = 195 \quad \text{C} = 468 \quad \text{K} = 874 \quad \text{F}$$

$$C_p \text{ dowtherm A} = 0,2384 \text{ Cal/gr.K}$$

$$Q_h = -1636101,76 \quad \text{kcal/jam}$$

$$= -1636101760 \quad \text{kal/jam}$$

$$W_p = \frac{Q^H}{C_p \times \Delta T} = 72236028,27 \quad \text{gr/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 72236,0283 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,0656 \text{ kg/sekon} \\
 &= 572109344 \text{ kg/tahun} \\
 &= 572109,3439 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

17. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas *Overall* (Ud)

a. Tube Side

$$\begin{aligned}
 C_p &= 41,0117 \text{ kJ/kmol K} \\
 &= 17,9008 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 4,27552 \text{ Btu/lb.F} \\
 \mu &= 0,000140 \text{ g/cm s} \\
 &= 0,03377 \text{ lb/ft.h} \\
 k &= 0,2056 \text{ W/m k} \\
 &= 0,11879 \text{ Btu/ft.h.F}
 \end{aligned}$$

$$PR = \frac{C_p \mu}{k} = 1,2153$$

$$G_t = 0,10581 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{dtk}$$

$$D_t = 4,0894 \text{ cm}$$

$$Re = \frac{G_t D_t}{\mu} = 3100$$

Dari figure 24 Kern, p.834 didapat nilai $j_H = 12$

$$h_i = j_H (k) \left(\frac{PR}{ID_t} \right)^{1/3} = 11,3386 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD) = 9,6080 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

b. Shell Side

Didalam shell digunakan pendingin, dengan spesifikasi sbb :

sifat fisis pendingin → *liquid*

$$T = 373 \text{ K}$$

$$\mu_s = 19,8790 \text{ gr/cm jam}$$

$$= 0,00552 \text{ gr/cm det}$$

$$= 1,3358 \text{ lb/ft.jam}$$

CPs :

$$T = 373 \text{ K}$$

$$\text{CPs} = 0,2384 \text{ Cal/gr K}$$

$$= 109,93 \text{ btu/lb.F}$$

$$= 0,9980 \text{ J/gr K}$$

Ks :

$$T = 373 \text{ K}$$

$$\text{Ks} = 1,1604 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Jadi :

$$\text{Cps} = 109,9291 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_s = 1,3358 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{ks} = 1,1604 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

1 n hitung bilangan Reynold di *shell* (Res)

$$\text{IDs} = \text{diameter dalam shell}$$

$$= 70,5999 \text{ in}$$

$$\text{B} = \text{baffle spacing (0.75*IDs) ...kern,1965}$$

$$= 52,9499 \text{ in}$$

$$\text{PT} = \text{pitch tube}$$

$$\begin{aligned}
&= 2,38 \text{ in} \\
C' &= \text{jarak antar tube (clearance)} \\
&= 0,4750 \text{ in} \\
W_s &= \text{laju aliran pendingin} \\
&= 72236,0283 \text{ kg/jam} \\
&= 159252,9927 \text{ lb/jam} \\
a_s &= \text{flow area pada shell, ft}^2 \\
a_s &= \frac{D_s C' B}{144PT} \\
&= 5,19203026 \text{ in}^2 \\
&= 0,036055477 \text{ ft}^2 \\
G_s &= \text{mass velocity fluida dalam shell, lb/ft}^2 \cdot \text{h} \\
G_s &= \frac{W_s}{a_s} \\
&= 4416887,6598 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}
\end{aligned}$$

Diameter Ekivalen (D_e)

(Kern,1983.P.139)

$$\begin{aligned}
D_e &= \frac{4(0,5PT^2 0,866 - 0,5\pi OD^2)}{0,5\pi OD} = 1,3751 \text{ in} \\
&= 0,1146 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$Re_s = \frac{G_s D_e}{\mu_s} = 378879,8255$$

Dari figure 24 Kern, p.834 didapat nilai $jH = 720$

$$h_o = jH \left(\frac{K_s}{D_e} \frac{C_{D_i} \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = 36607,3385 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

)

c. *Clean Overall Coefficient (Uc)*



$$U_c = \frac{h_o h_i}{h_o + h_i} = 9,6055 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

18. Menentukan Rd (Dirty Factor)

Dari buku Kern, 1983 P.107 didapatkan:

$$\text{Rd Shell} = 0,001$$

$$\text{Rd Tube} = 0,001$$

$$\text{Rd} = \text{Rd shell} + \text{Rd Tube}$$

$$= 0,002 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{Rd} + \frac{1}{U_c}} = 9,4244 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$= 46,0101 \text{ kkal/jam.m}^2.\text{K}$$

$$= 192,6349 \text{ kj/jam.m}^2.\text{K}$$

19. Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan yang digunakan adalah:

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

$$\frac{dX}{dz} = \frac{(-r_A)N_i \pi (D_i)^2}{4FA_0} \quad \text{dimana,}$$

$$\sum F_i C_{pi} = \left[\frac{F_{A_0} (1-x)}{A_0} \right] + \left[\frac{F_{B_0} + \frac{1}{2} F_{A_0} x}{A_0} \right] + \left[\frac{F_{C_0} + \frac{1}{2} F_{A_0} x}{A_0} \right]$$

$$(-r) = \frac{-E_a}{F_{T_0}} \frac{F_{A_0} (1-x)}{F_{T_0}}$$

$$A = k_0 \exp\left(\frac{-E_a}{RT}\right)$$

b. Persamaan neraca panas pada elemen volume

$$\frac{dT}{dz} =$$

$(-\Delta H_R$

$), FA_0 \frac{dX}{Z}$

$- U d \pi$

$OD_i N_i (T$

$- T p)$

$\frac{d}{Z}$

Σ

F

i

C

p

i



Dimana:

$$\Delta HR = \Delta HR_{298} \int_{298}^T \frac{\Delta C_p}{298} dT$$

c. Persamaan neraca panas pendingin

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U d \pi \cdot OD_t \cdot N_t (T - T_s)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

d. Persamaan Pressure drop

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{G_t}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{(1 - \epsilon)}{(\epsilon)^3} \cdot \left(\frac{150(1 - \epsilon) \mu}{D_p} + 1.75 G_t \right)$$

Pendekatan menghitung *Pressure Drop* dengan menggunakan Ergun Equation.

(Fogler, P.154)

dimana :

P = Pressure

Φ = porosity

gc = 32,1740 ft/s².lbf (Conversion factor)

= 4,17E+08 lbf.ft/h².lbf

(recall that for the metric system g_c = 1.0)

D_p = Diameter katalis

μ = Viskositas gas

z = Panjang pipa

u = superficial velocity (volumetric flow:luas area pipa (m/jam))

ρ = densitas gas

$$G = \rho \cdot u \text{ (superficial mass velocity, g/cm}^2\cdot\text{s)}$$



Dt = Diameter pipa

ΔP = Besarnya harus 0.01-0.00001 atm/cm² per *tube* atau
Pressure Drop total harus 3-15% tekanan total

(Ullrich & H. f Rase)

Persamaan diatas diselesaikan dengan cara euler

Kondisi masuk reaktor :

konversi awal (X_o)	=	0	
posisi awal katalis (Z_o)	=	0	
suhu masuk pipa (T_o)	=	473,0000	K
tekanan masuk pipa (P_o)	=	50,0	atm
aliran massa CO masuk pipa (F_{ao})	=	4,9505	kmol/jam
aliran massa masuk pipa total (F_{to})	=	2861,8966	kmol/jam
suhu pendingin masuk <i>shell</i> (T_s)	=	373	K
aliran massa pendingin masuk <i>shell</i> (W_s)	=	72236,0283	kg/jam
Diameter dalam <i>tube</i> (ID_t)	=	0,040894	m
Diameter luar <i>tube</i> (OD_t)	=	0,048260	m
Jumlah <i>tube</i> (N_t)	=	801	buah
Koef. perpindahan panas <i>overall</i> (U_d)	=	192,6349	kJ/jam.m ² .K
Diameter katalis (D_p)	=	0,0060	m
Porositas katalis dalam <i>tube</i> (ϵ)	=	0,430	
panas pembentukan standar (ΔH_{298})	=	-927110	kJ/kmol
konstanta kecepatan reaksi (k_o)	=	13581,3	kmol/m ³ .jam

Energi aktivasi (Ea)	=	53550	kJ/kmol
Kecepatan massa per satuan luas (Gt)	=	3809,1044	kg/m ² .jam
Konstanta gravitasi (g)	=	12713760000	m/jam ²
cp s	=	0,2384	kal/gr.K
Rg	=	1,987	kal/mol.K

Dari data-data diatas, dapat ditentukan panjang pipa yang nantinya akan memengaruhi tinggi reaktor. Untuk menentukan tinggi reaktor tersebut, dilakukanlah iterasi dengan metode Runge-Kutta yang mana $\Delta Z = 0,6$. Dari hasil iterasi tersebut didapatkan:

konversi (X)	0,98865	
suhu gas masuk (Tin)	473	K
suhu gas keluar (Tout)	608,8907	K
Z (panjang pipa tube)	17,400	m
tekanan masuk (P in)	50,00000	atm
tekanan keluar (P out)	50,00279	atm
diameter shell (IDS)	179,3237	cm
suhu pendingin masuk (Ts in)	373	K
suhu pendingin keluar (Ts out)	871,7698	K

Hasil ini didapatkan setelah iterasi ke-30 yang mana di harapkan konversi reaktor sebesar 99% (Indala ,2001)

20. Mechanical Design

a. Tube

$$\text{BWG} = 8,00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,00 \text{ in}$$

$$\text{L} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,670 \text{ in}$$

$$\text{Flow area per tube} = 0,355 \text{ in}^2$$

Surface per lin ft :

$$\text{Outside} = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Inside} = 0,175 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Weight per lin ft} = 1,6100 \text{ lb steel}$$

$$\text{Panjang pipa tube} = 685,0397 \text{ in}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{Triangular pitch}$$

$$\text{Jumlah pipa} = 801 \text{ buah}$$

$$\text{Pitch (jrk antara 2 pusat pipa)} = 2,375 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (jrk antara 2 pipa)} = 0,4750 \text{ in Cek}$$

SC yang dipilih :

untuk tube dengan BWG 8

$$\text{IDt} = 0,6700 \text{ in}$$

$$\text{ODt} = 1,0000 \text{ in}$$

$$\text{ketebalan} = 0,165 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tube} = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

$$\text{Tebal tube} = 0,12500 \text{ in}$$

Dari tabel 13.1, P.251, Brownell, 1959. diperoleh :

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 17500 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85 \text{ (double welded butt joint),}$$

(Kern.tabel 13.2, P.254)

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125 \text{ in}$$

b. Shell

a) Tekanan Desain (maksimal *over design* 20%)

$$\begin{aligned} \text{tekanan operasi} &= 50,0 \text{ atm} \\ &= 735,00 \text{ psi} \\ &= 50,6625 \text{ bar} \\ \text{tekanan desain} &= 882,0000 \text{ psi} \\ &= 867,3000 \text{ psig} \end{aligned}$$

b) Bahan Konstruksi *Shell*

Dipilih material *Carbon Steel* SA 212 Grade B

(*Brownell, P.253*)

Dengan Pertimbangan bahwa reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan juga suhu operasi antara -20 s/d 650°F

c) Tebal Dinding *Shell*

Tebal dinding *shell* dihitung dengan persamaan:

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

Dimana :

Ts = tebal dinding *shell* (in)

P = tekanan desain (psi)

r = (IDs/2) = radius dalam shell (in)

E = efisiensi sambungan

f = *allowable working stress* (psi)

$c =$ faktor korosi (in)

Dari tabel 13.1, P.251, Brownell, 1959. diperoleh :

Tekanan yang diizinkan (f) = 17500 psi

efisiensi pengelasan (E) = 0,85 (*double welded butt joint*)

(tabel 13.2, P.254)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 70,599 in

Tebal shell (ts) = 2,2953 in

Dipilih tebal dinding standar = $10/16 = 0,625$ in

ODs = IDs + 2 (tebal *shell*) = 71,8499 in

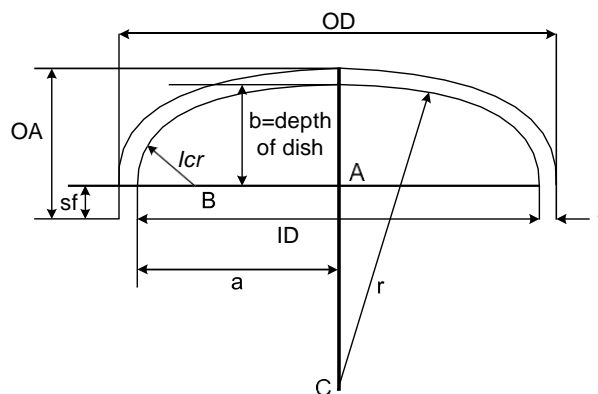
dari tabel 5.7, P.90, Brownell, 1959 dipilih:

OD standar = 72 in

c. Head Reaktor

a) Bentuk Head

Bentuk Head = *Ellipsoidal Head.*



b) Bahan Konstruksi Head

Dipilih material **Carbon Steel SA 283 Grade C**

Dengan pertimbangan reaktor tidak berisi larutan maupun gas yang beracun dan suhu operasi antara -20 s/d 650°F

c) Tebal Head (tH)

untuk *elipstical dished head*, Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

$$tH = \frac{P_i D_s}{2fE - 0,2} + C$$

di mana :

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diizinkan pada bahan, Psi

C = *Joint efficiency*, in

E = *Corrosion Allowance*, in

Dipilih material *Carbon Steel SA 283 Grade C*, dari Brownell tabel 13.1, P.251 diperoleh :

Tekanan yang diizinkan (f) = 12650 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Tebal *head* reaktor (tH) = 7,5406 in

Dipilih tebal *head* standar = 2 1/2 = 2,5 in

d) Tinggi Head

dari tabel 5.7 Brownell hal.90

ODs = 70 10/16 in

ts = 2,5000 in

didapat :

$$icr = 7,500 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 35,2999 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 27,7999 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 58,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 51,4725 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 14,5275 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan $th = 1 \frac{1}{8}$ in didapat

$$sf = 1,5 - 4,5 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{2} - 4 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{perancangan digunakan } sf = 3 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = th + b + sf$$

$$= 20,0275489699843 \text{ in}$$

$$= 1,6690 \text{ ft}$$

$$= 0,5087 \text{ m}$$

d. Tinggi Reaktor

$$tR = \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head}$$

$$= 705,067 \text{ in}$$

$$= 58,76 \text{ ft}$$

$$= 17,9087 \text{ m}$$

e. Volume Reaktor

a) Volume head (VH)

$$\begin{aligned}
VH &= 0.000049 \times ID_s^3 \dots (\text{Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959}) \\
&= 17,2428 \quad \text{in}^3 \\
&= 0,00028256 \quad \text{m}^3
\end{aligned}$$

b) Volume *Shell* (VS)

$$\begin{aligned}
VS &= \frac{\pi}{4} (ID_s)^2 Z \\
&= 2680360,2438 \text{ in}^3 \\
&= 43,9233 \quad \text{m}^3
\end{aligned}$$

c) Volume Reaktor (VR)

$$\begin{aligned}
VR &= \text{Volume shell} + (\text{Volume top head}) \\
&= 43,9236 \quad \text{m}^3
\end{aligned}$$

d) Waktu Tinggal (t) t

$$\begin{aligned}
&= V/Q \\
&= 0,3421 \text{ sekon}
\end{aligned}$$

f. Spesifikasi *Nozzle*

Dipilih jenis *tube Carbon Steel*

a) Diameter Saluran Gas Umpan

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

(Coulson and Richardson vol.6 1983 P.221. Eq 5.14)

$$\begin{aligned}
G &= \text{kec. umpan masuk} \\
&= 11,2799 \quad \text{kg/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\rho &= \text{densitas gas umpan mix} \\
&= \frac{PBM}{RT}
\end{aligned}$$

$$= 43,2723 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= \text{diameter optimum} \\ &= 262,5380 \text{ mm} \\ &= 10,3361 \text{ in} \end{aligned}$$

dari appendix K, , P.390, brownell, 1959, dipilih ukuran standart :

$$ID = 8,3090 \text{ in}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

b) Diameter Saluran Gas Keluar

Komposisi Keluar Reaktor (Gas)

Komp.	kmol/jam	yi	BM	BM.Yi
CO	0,0495	0,0000	44	0,0013
H2	23,4426	0,0144	2	0,0288
CO2	4,4597	0,0027	76	0,2081
H2O	769,1122	0,4722	18	8,4991
N2	60,6818	0,0373	28	1,0431
CH3OH	771,1428	0,4734	32	15,1493
TOTAL	1628,8886	1,0000		24,9297

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas out mix } (\rho) &= \frac{PBM}{RT} \\ &= 24,9665 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

(Coulson and Richardson vol.6 1983 P.221. Eq 5.14)

Dimana :

$$G = \text{kec. umpan out}$$

$$\begin{aligned}
 &= 11,2799 \quad \text{kg/s} \\
 \rho &= \text{densitas gas } out \text{ mix} \\
 &= 24,9665 \quad \text{kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= \text{diameter optimum} \\
 &= 321,7861 \quad \text{mm} \\
 &= 12,6687 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Dari *apendix K*, P.390, brownell, 1959, dipilih ukuran standart :

$$\begin{aligned}
 ID &= 12,344 \quad \text{in} \\
 OD &= 12,750 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

c) Diameter Pendingin Masuk

$$\begin{aligned}
 \rho_p &= 13644 - (97073 \times 10^{-4} T \text{ in}) \\
 &= 1,0043 \quad \text{gr/cm}^3 \\
 &= 1004,3177 \quad \text{kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0.53} \cdot \rho^{-0.37}$$

(Coulson and Richardson vol.6 1983 P.221. Eq 5.14)

Dimana :

$$\begin{aligned}
 G &= \text{kec. Aliran pendingin} \\
 &= 20,0656 \quad \text{kg/s} \\
 \rho &= \text{densitas pendingin} \\
 &= 1004,3177 \quad \text{kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= \text{diameter optimum} \\
 &= 111,2947 \quad \text{mm} \\
 &= 4,3817 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

dari Tabel.11, P.844, Kern 1980, dipilih ukuran standar (Sch 40) :

$$\begin{aligned}
 ID &= 4,216 \quad \text{in} \\
 OD &= 4 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

d) Diameter Pendingin Keluar

$$T_{\text{Pendingin out}} = 472,9461 \quad \text{K}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_p &= 13644 - (97073 \times 10^{-4} T) \\
 &= 1,3644 \quad \text{gr/cm}^3 \\
 &= 1364,4 \quad \text{kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

(Coulson and Richardson vol.6 1983 P.221. Eq 5.14)

di mana :

$$\begin{aligned}
 G &= \text{kec. Aliran pendingin} \\
 &= 20,0656 \quad \text{kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho &= \text{densitas pendingin} \\
 &= 1364,4000 \quad \text{kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= \text{diameter optimum} \\
 &= 99,3661 \quad \text{mm} \\
 &= 3,9121 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel.11, P.844, Kern 1980, dipilih ukuran standar (Sch 20) :

ID = 3,834 in
OD = 4 in

REAKTOR

Spesifikasi Reaktor

Fungsi = Tempat berlangsungnya sintesis metanol dari *syngas*.

Tipe = *Fixed Bed Multitube*
Jumlah : = 1 buah

Kondisi Operasi

Tekanan = 50 atm

suhu umpan = 200 °C

Suhu produk = 335,8907 °C

Pengendali panas (air)

Suhu masuk = 100 °C

Suhu keluar = 195 °C

M = 72236,0283 kg/jam

Spesifikasi Tube

Jumlah = 801 buah

Panjang *tube* = 17,4 m

IDT = 0,6700 in

ODT = 1 in

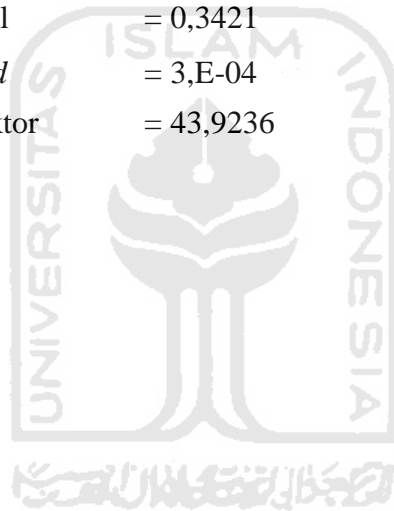
Susunan = *Triangular* dengan *pitch* 1 7/3 in

Jumlah pass = 1

Material = *carbon steel*

Spesifikasi Shell

IDs	= 1,7932	m
Tebal	= 25/16	in
jumlah <i>pass</i>	= 1	
Material	= <i>Stainless steel SA 167</i>	
Bentuk <i>Head</i>	= <i>Elipstical Head</i>	
Tebal <i>Head</i>	= 79/16	inch
Tinggi <i>Head</i>	= 0,5087	m
Tinggi Total Reaktor	= 18,4174	m
Waktu tinggal	= 0,3421	s
Volume <i>Head</i>	= 3,E-04	m ³
Volume Reaktor	= 43,9236	m ³



LAMPIRAN B



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Fatikah Shafa Yulita
No. Mahasiswa 1 : 16521001
Nama Mahasiswa 2 : Athaya Salsabila
No. Mahasiswa 2 : 16521018
Judul Pra rancangan Pabrik : Pra rancangan Pabrik Metanol dari Batubara Menggunakan Metode Gasifikasi dengan Kapasitas 185.000 ton/tahun
Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020
Selesai Masa Bimbingan : Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2 Mei 2020	Pemilihan judul pra rancangan pabrik	<i>Ok</i>
2	8 Mei 2020	Menentukan kapasitas pabrik	<i>Ok</i>
3	15 Mei 2020	Menentukan alat besar yang akan digunakan	<i>Ok</i>
4	25 Mei 2020	Menentukan alat pembantu yang digunakan	<i>Ok</i>
5	1 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	<i>Ok</i>
6	5 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	<i>Ok</i>
7	17 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	<i>Ok</i>
8	30 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	<i>Ok</i>
9	15 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	<i>Ok</i>
10	25 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	<i>Ok</i>
11	30 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	<i>Ok</i>
12	2 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	<i>Ok</i>
13	15 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	<i>Ok</i>
14	30 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	<i>Ok</i>
15	30 September 2020	Merancang utilitas	<i>Ok</i>
20	1 Oktober 2020	Menentukan evaluasi ekonomi	<i>Ok</i>
21	25 Oktober 2020	Menyusun naskah dan membuat PEFD	<i>Ok</i>
			<i>Ok</i>

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 25 Oktober 2020
Pembimbing,



(Dra. Kamariah, M.S.)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Fatimah Shafa Yulita
No. Mahasiswa 1 : 16521001
Nama Mahasiswa 2 : Athaya Salsabila
No. Mahasiswa 2 : 16521018
Judul Pra rancangan Pabrik : Pra rancangan Pabrik Metanol dari Batubara Menggunakan
Metode Gasifikasi dengan Kapasitas 185.000 ton/tahun
Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020
Selesai Masa Bimbingan : Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2 Mei 2020	Pemilihan judul pra rancangan pabrik	
2	8 Mei 2020	Menentukan kapasitas pabrik	
3	15 Mei 2020	Menentukan alat besar yang akan digunakan	
4	25 Mei 2020	Menentukan alat pembantu yang digunakan	
5	1 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	
6	5 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	
7	17 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	
8	30 Juni 2020	Merancang dan menghitung neraca masa	
9	15 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	
10	25 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	
11	30 Agustus 2020	Merancang dan menghitung neraca panas	
12	2 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	
13	15 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	
14	30 September 2020	Merancang alat besar dan kecil	
15	30 September 2020	Merancang utilitas	
20	1 Oktober 2020	Menentukan evaluasi ekonomi	
21	25 Oktober 2020	Menyusun naskah dan membuat PEFD	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 25 Oktober 2020
Pembimbing,

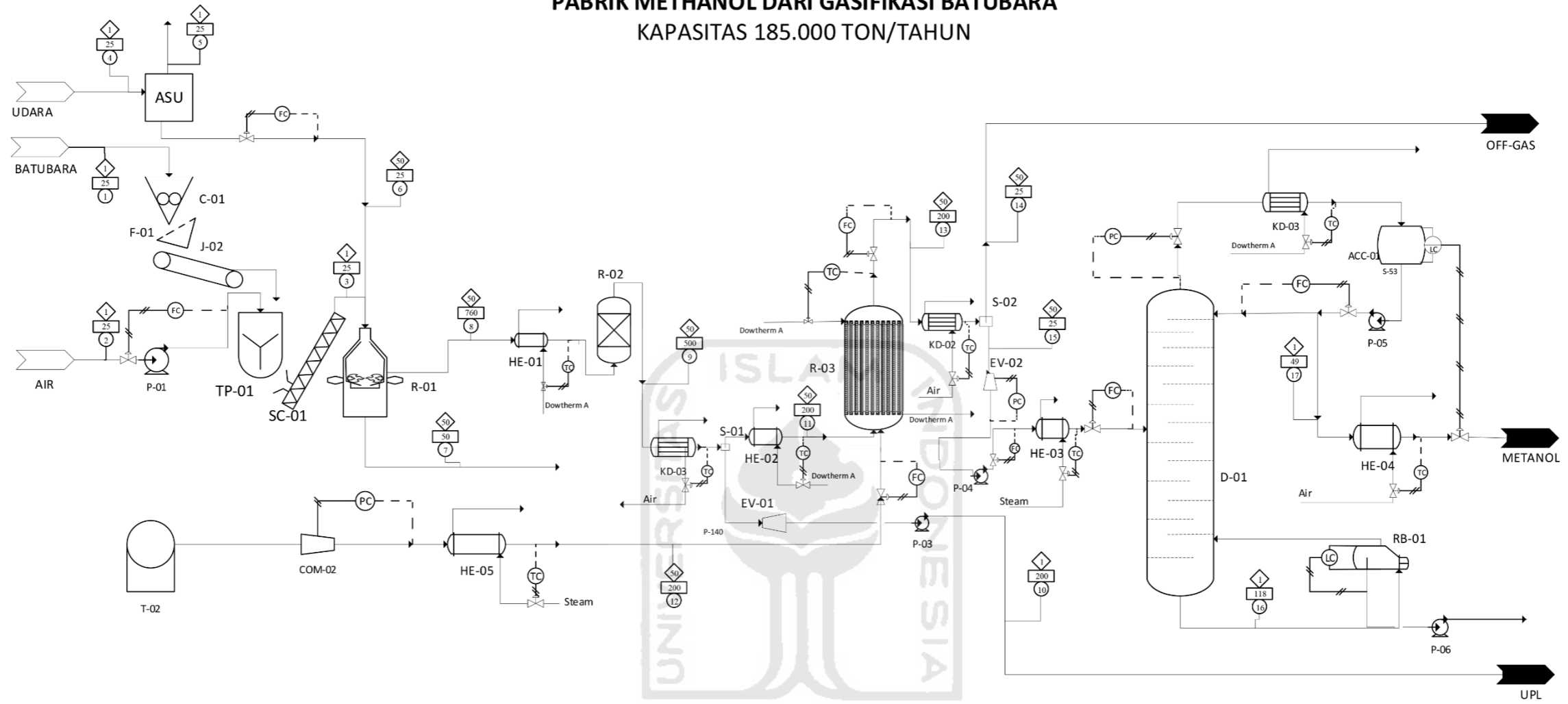


(Umi Rafiqoh, S.T, M.T.)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK METHANOL DARI GASIFIKASI BATUBARA
KAPASITAS 185.000 TON/TAHUN**



Stream Number	Units	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	
Temperature	°C	25	25	25	25	25	25	50	760	500	200	200	200	200	25	25	118	49	
Pressure	atm	1	1	1	1	1	50	50	50	50	1	50	50	50	50	50	1	1	
Total Mass Flowrate	Kg/jam	11902,628	5105	17.007,628	141097,77	106847,64	30396,06	678,45	46725,238	46683,492	10753,89	35929,6	4678,079	40607,679	2224,316	38383,363	24552,038	13831,32	
COMPONENT MASS FLOWRATE																			
Batubara		11902,628																	
C				9343,564															
CO									217,822	217,822		217,822		2,178	2,178				
CO ₂									33893,619	33893,619		33893,619		338,94	338,94				
O ₂				952,211		122,028	28887,42												
H ₂				654,644					10,443	10,443		10,443	4678,079	46,89	46,89				
H ₂ O			5105	5105					10815,708	10862,52	10753,892	108,625	13844,02	13,844	13830,176	35,682	13794,49		
H ₂ S									88,556										
N ₂				190,44		106725,61	1508,647		1699,089	1699,089		1699,089		1699,089	1699,089				
Slag				678,45				678,45											
CH ₃ OH														24676,57	123,383	24553,186	24516,356	36,83	
Udara					141097,77														

KETERANGAN SIMBOL



KETERANGAN ALAT

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK METHANOL DARI GASIFIKASI BATUBARA
KAPASITAS 185.000 TON/TAHUN**

Dikerjakan oleh:

1. Fatikah Shafa Yulita (16 521 001)
2. Athaya Salsabila (16 521 018)

Dosen Pembimbing:

1. Dra. Kamariah M.S.
2. Umi Rofiqah S.T., M.T

