

PRARANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON DARI 2-BUTANOL

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR PRA-RANCANGAN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana

Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Toni Heri Prastio

Nama : Angga Setyo P

No. Mahasiswa: 16521077

No. Mahasiswa: 16521189

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2020

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON DARI 2- BUTANOL
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR PRARANCANGAN



Oleh :

Nama : Toni Heri Prastio

Nama : Angga Setyo P

No. Mahasiswa: 16521077

No. Mahasiswa: 16521189

Yogyakarta, 31 Oktober 2020

Pembimbing 1

Pembimbing 2

A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Agus Taufiq'.

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

A handwritten signature in blue ink, appearing to be 'Nur Indah Fajar Mukti'.

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON DARI 2-BUTANOL

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama :Angga Setyo Pribadi

No. Mahasiswa :16521189

Yogyakarta, November 2020

Tim Penguji,

KETUA

Ir.Agus Taufiq, M.Sc

Anggota I

Tintin Mutiara,S.T.,M.Eng.

Anggota II

Fadilla Noor Rahma,S.T.,M.Sc.



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ir. Suharno Rusdi, Ph. D
NIK : 845210102

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRARANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Toni Heri Prastio Nama : Angga Setyo P

No. Mahasiswa : 16521077 No. Mahasiswa : 16521189

Yogyakarta, 10 November 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil pra rancangan pabrik ini adalah hasil 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.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Toni Heri Prastio



Angga Setyo Pribadi

KATA PENGANTAR



Alhamdulillah rabbi'l'amin. Puji syukur kepada Allah SWT atas berkat rahmat karunia, kesehatan, dan kesempatan yang telah diberikan sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Sholawat serta salam kita haturkan kepada Rasulullah Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliyah menuju zaman yang terang benderang.

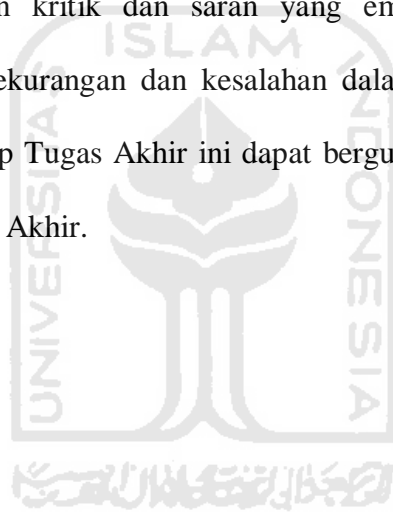
Tugas Akhir kami yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Metil Etil Keton Dari 2-Butanol kapasitas 60.000 Ton/Tahun disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang telah kami pelajari selama perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1) di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Ilam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penulisan Tugas Akhir ini penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Allah SWT, atas rahmat karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini
2. Kedua Orang Tua kami yang telah memberikan banyak doa, motivasi serta dukungan atas pelaksanaan Tugas Akhir ini maupun dalam penyelesaian laporan Tugas Akhir ini
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri
4. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D, selaku kepala jurusan Teknik Kimia FTI UII.

5. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc, selaku dosen pembimbing 1 dan ibu Nur Indah Fajar Mukti S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing 2 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penulisan Tugas Akhir ini.
6. Teman-Teman Teknik Kimia yang telah memberikan support kepada kami.
7. Semua pihak yang telah membantu yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Penulis berharap bantuan kritik dan saran yang membangun karena penulis mengetahui banyaknya kekurangan dan kesalahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini. Penulis berharap Tugas Akhir ini dapat berguna untuk mahasiswa lain dalam mengerjakan Tugas Akhir.



Yogyakarta, 24 Oktober 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

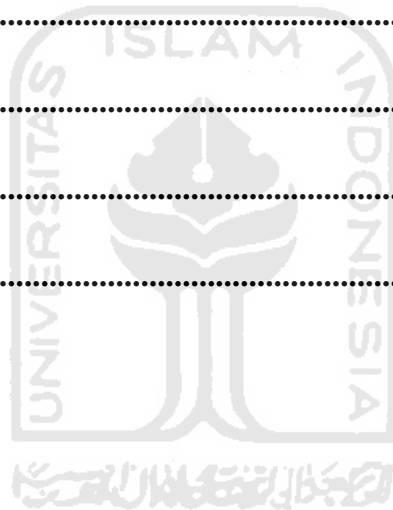
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMBANG	xvi
Abstrak.....	xx
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang	1
I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
I.2.1 Kebutuhan Metil etil keton di Indonesia	3
I.2.2 Kapasitas pabrik yang sudah ada	5
I.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	6
I.3.1 Faktor Primer	7
I.3.2 Faktor Sekunder	10
I.4 Tinjauan Pustaka.....	11
I.4.1 Metil etil keton (C ₄ H ₈ O).....	11
I.4.2 Jenis Proses	11
I.4.3 Tinjauan Kinetika.....	16

I.4.4 Tinjauan Termodinamika	17
I.5 Kegunaan Produk	20
BAB II	22
URAIAN PROSES	22
II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	22
II.2 Tahap Reaksi	23
II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian	23
II.4 Diagram Alir Kuantitatif	24
II.5 Diagram Alir Kualitatif	25
BAB III	29
SPESIFIKASI BAHAN	29
III.1 Spesifikasi Bahan Baku	29
III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	30
III.3 Spesifikasi Produk	31
BAB IV	33
NERACA MASSA	33
IV.1 Neraca Massa Per Alat	33
IV.1.1 Neraca Massa Divider Point 1	33
IV.1.2 Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-01)	34
IV.1.3 Neraca Massa Separator (SP-01).....	34
IV.1.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)	35
IV.1.5 Neraca Massa Separator (SP-02).....	35
IV.1.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	36
IV.1.7 Neraca Massa Divider Point 2.....	36
IV.2 Neraca Massa Total	37
BAB V	38
NERACA PANAS	38

V.1	Neraca Panas di <i>Vaporizer</i> (VP-01)	38
V.2	Neraca Panas di <i>Heat Exchanger</i> 01 (HE-01)	38
V.3	Neraca Panas di Reaktor (R-01)	39
V.4	Neraca Panas di <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB)	39
V.5	Neraca Panas di <i>Condensor</i> (CD-01)	40
V.6	Neraca Panas di <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	40
V.7	Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)	41
V.8	Neraca Panas di <i>Condensor</i> 02 (CD-02)	41
V.9	Neraca Panas di <i>Cooler</i> (CL-01)	42
V.10	Neraca Panas di <i>Reboiler</i> (RB-01)	42
BAB VI		43
SPESIFIKASI ALAT		43
VI.1	Tangki Bahan Baku 2- Butanol (T-01)	43
VI.2	Tangki Produk Metil Etil Keton (T-02)	45
VI.3	Reaktor (R-01)	46
VI.4	Menara Distilasi (MD-01)	47
IV.3	<i>Vaporizer</i> (VP-01)	49
IV.4	Separator (SP-01)	51
IV.5	Separator (SP-02)	52
IV.6	<i>Waste Heat Boiler</i> (WHB)	53
IV.7	<i>Condensor</i> 01 (CD-01)	55
IV.8	<i>Heat Exchanger</i> 01 (HE-01)	57
IV.9	<i>Condensor</i> 02 (CD-02)	59
IV.10	<i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	61
IV.11	<i>Cooler</i> 01 (CL-01)	63
IV.12	<i>Reboiler</i> 01 (RB-01)	65
IV.13	<i>Accumulator</i> 01 (ACC-01)	67
IV.14	Pompa (P-01)	68
IV.15	Pompa (P-02)	69
IV.16	Pompa (P-03)	70
IV.17	Pompa (P-04)	71

IV.18 Pompa (P-05).....	72
IV.19 Pompa (P-06).....	73
BAB VII.....	74
UTILITAS.....	74
VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	74
VII.1.1 Unit Penyediaan Air	74
VII.1.2 Unit Pengolahan Air	77
VII.1.3 Kebutuhan Air	81
VII.2 Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>)	85
VII.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	85
VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	86
VII.5. Unit Pengolahan Dowtherm	86
VII.6. Unit Pengolahan Limbah.....	86
VII.6.1 Limbah Cair.....	86
VII.6.2 Limbah Gas	91
BAB VIII	93
LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	93
VIII.1 Lokasi Pabrik.....	93
VIII.2 Tata Letak Pabrik.....	95
BAB IX.....	102
STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	102
IX.1 Bentuk Perusahaan.....	102
IX.2 Struktur Oganisasi.....	102
IX.3 Tugas dan Wewenang.....	105
IX.4 Jam Kerja Karyawan	110
IX.5 Perincian Tugas Dan Keahlian.....	111
IX.6 Sistem Gaji Karyawan.....	113
IX.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	114

IX.8 Manajemen Produksi.....	115
BAB X.....	116
EVALUASI EKONOMI.....	116
X.1 Penaksiran Harga Peralatan	117
X.2 Dasar Perhitungan	119
X.3 Perhitungan Biaya	120
X.4 Analisa Kelayakan	121
X.5 Analisa Keuntungan	131
X.6 Hasil Kelayakan Ekonomi	132
BAB XI.....	134
KESIMPULAN.....	134
DAFTAR PUSTAKA.....	136
LAMPIRAN.....	138



DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Data Impor MEK	3
Tabel I.2. Pabrik Metil Etil Keton yang ada di dunia	5
Tabel I.3. Perbandingan Proses MEK.....	15
Tabel I.4. Harga ΔH_f masing-masing komponen	18
Tabel I.5. Harga ΔG_f^o masing-masing komponen	19
Tabel I.6. Kegunaan Metil etil keton	21
Tabel IV.1. Neraca Massa Divider Point 1.....	33
Tabel IV.2. Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	34
Tabel IV.3. Neraca Massa Separator (SP-01)	34
Tabel IV.5. Neraca Massa Reaktor (R-01).....	35
Tabel IV.6. Neraca Massa Separator (SP-02).....	35
Tabel IV.7. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	36
Tabel IV.8. Neraca Massa Divider Point 2	36
Tabel IV.9. Neraca Massa Total Prarancangan Pabrik Metil Etil Keton (MEK)..	37
Tabel V.1. Neraca Panas di <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	38
Tabel V.2. Neraca Panas di <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	38
Tabel V.3. Neraca Panas di Reaktor (R-01).....	39
Tabel V.4. Neraca Panas di <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB)	39
Tabel V.5. Neraca Panas di <i>Condensor</i> (CD-01)	40
Tabel V.6. . Neraca Panas di <i>Heat Exchanger</i> (HE-02)	40
Tabel V.7. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01).....	41

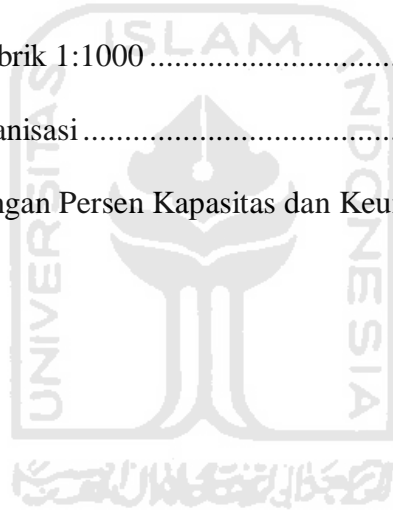
Tabel V.8. Neraca Panas di <i>Condensor</i> (CD-02)	41
Tabel V.9. Neraca Panas di <i>Cooler</i> (CL-02).....	42
Tabel V.10. Neraca Panas di <i>Reboiler</i> (RB-01)	42
Tabel VII.1. Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i>	81
Tabel VII.2. Kebutuhan air pendingin	82
Tabel VII.3. Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga.....	83
Tabel VIII.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	97
Tabel IX.1. Jadwal kerja masing-masing regu.....	111
Tabel IX.2. Jabatan dan prasyarat.....	111
Tabel IX.3. Gaji karyawan	112
Tabel X. 1. Daftar harga alat pada tahun referensi dan tahun pendirian pabrik ..	119
Tabel X. 2. <i>Physical Plant Cost</i>	125
Tabel X. 3. <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	126
Tabel X. 4. <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	126
Tabel X. 5. <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	127
Tabel X. 6. <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	127
Tabel X. 7. <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	128
Tabel X. 8. <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC)	128
Tabel X. 9. <i>Working Capital</i> (WC).....	129
Tabel X. 10. <i>General Expense</i> (GE).....	129
Tabel X. 11. Total biaya produksi	130
Tabel X. 12. <i>Fixed cost</i> (Fa).....	130
Tabel X. 13. <i>Variable cost</i> (Va)	130

Tabel X. 14. *Regulated cost* (Ra)..... 131



DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1. Grafik impor kebutuhan Metil etil keton di Indonesia	4
Gambar I. 2 Peta Lokasi Pendirian Pabrik MEK.....	7
Gambar II. 1. Diagram Alir Kualitatif	26
Gambar II. 2 Diagram Alir Kuantitatif	27
Gambar VII 1. Diagram Alir Utilitas	84
Gambar VII 2 Diagram Alir Sistem Pengolahan Limbah.....	92
Gambar VIII 1 Lay Out Pabrik Skala 1 : 1100.....	100
Gambar VIII 2 Lay Out Pabrik 1:1000	101
Gambar IX 1 Struktur Organisasi	104
Gambar X .1 Grafik Hubungan Porsen Kapasitas dan Keuntungan	133



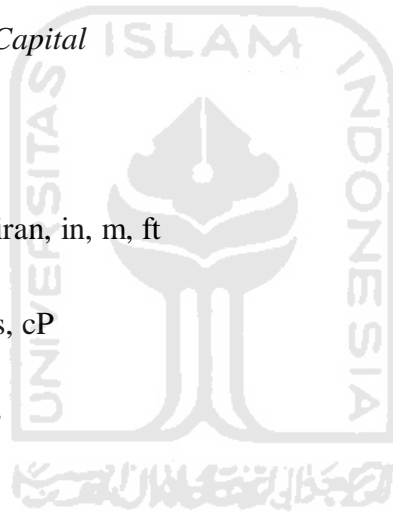
DAFTAR LAMBANG

A	=	Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
ACC	=	<i>Accumulator</i>
BEP	=	<i>Break Even Point</i>
BHP	=	<i>Brake Horse Power</i> , hp
BM	=	Berat molekul, kg/kmol
B	=	Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	=	Faktor korosi, in
CD	=	Kondensor
CL	=	<i>Cooler</i>
Cp	=	Kapasitas panas, Btu/lb.°F, kkal/kg.°C
D	=	Diameter, in, m
DMC	=	<i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	=	<i>Direct Plant Cost</i>
E	=	Efisiensi pengelasan
Ea	=	Harga alat dengan kapasitas diketahui
Eb	=	Harga alat dengan kapasitas dicari

Ex	=	Harga alat untuk tahun x
Ey	=	Harga alat untuk tahun y
FV	=	Kecepatan volumetrik, m ³ /jam, L/jam
FCI	=	<i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	=	<i>Fixed Cost</i>
F	=	<i>Allowable stress</i>
F	=	Faktor friksi
GE	=	<i>General Expense</i>
Gc	=	Gravitasi, m ² /s
Gpm	=	<i>Gallon per menit</i>
HE	=	<i>Heat Exchanger</i>
Hi	=	Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/jam.ft.°F
Hio	=	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft.°F
ID	=	Diameter dalam, in
IMC	=	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>
L	=	Tinggi, m, in, ft
LC	=	<i>Level Control</i>
Le	=	Panjang ekuivalen, ft

M	=	Massa, kg/jam
MD	=	Menara distilasi
N	=	Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph
N_{RE}	=	<i>Reynold Number</i>
N_x	=	Nilai indeks tahun x
N_y	=	Nilai indeks tahun y
N	=	Jumlah pengaduk
OD	=	Diameter luar, in, ft
P	=	Tekanan, atm, bar
PEC	=	<i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	=	<i>Pay Out Time</i>
Q	=	Panas, Btu/jam, kkal/jam, kJ/jam
R	=	Jari-jari, in, ft, m
R_a	=	<i>Regulated Cost</i>
RB	=	<i>Reboiler</i>
ROI	=	<i>Return of Investment</i>
SDP	=	<i>Shut Down Point</i>
S_a	=	<i>Sales Cost</i>

Sch	=	<i>Schedule</i>
T	=	Suhu, °C, °F, K
T	=	Waktu, detik, menit, jam
Th	=	Tebal dinding <i>head</i> , in
Ts	=	Tebal dinding <i>shell</i> , in
T	=	Tangki
WC	=	<i>Working Capital</i>
X	=	Konversi
Zl	=	Tinggi cairan, in, m, ft
μ	=	Viskositas, cP
η	=	<i>Efficiency</i>
Σ	=	Jumlah
P	=	Densitas, kg/m ³
ΔP	=	<i>Pressure drop</i> , psi
ΔT	=	Beda suhu



Abstrak

Prarancangan pabrik Metil etil keton (MEK) dari 2- Butanol dengan kapasitas 60.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan industri cat, perekat, dan pernis. Hal ini dikarenakan kebutuhan pasar dalam negeri yang terus meningkat seiring dengan berkembangnya industri yang menggunakan *solvent* tersebut. Pabrik Metil etil keton ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan direncanakan akan didirikan di daerah Cilegon, Banten dengan mempertimbangkan jarak yang cukup dekat dengan pelabuhan sehingga distribusi bahan baku lebih mudah, sasaran pemasaran dan sarana transportasi yang mudah.

Metil etil keton dibuat dengan cara mereaksikan 2- Butanol sebanyak 8030,977 kg/jam dengan bantuan katalis *copper (Cu)* secara kontinyu di dalam Reaktor *Fixed Bed Multitube* pada fase gas dengan suhu 250 °C dan tekanan 1,5 bar. Hasil reaksi dari reaktor berupa Metil etil keton, gas Hidrogen, 2- Butanol yang tidak bereaksi dan sedikit air. Kemudian gas Hidrogen dipisahkan di separator (SP-02) sebanyak 218,128 kg/jam. Hasil atas Menara Distilasi (MD-01) berupa Metil etil keton sebanyak 7766,51 kg/jam dengan kemurnian 95% dan hasil bawah MD-01 berupa 2- Butanol, Metil etil keton dan air.

Sebagai penunjang proses produksi, pada pabrik Metil etil keton ini didirikan unit proses yang terdiri dari unit pengadaan air, *steam*, tenaga listrik, bahan bakar dan unit pengolahan limbah serta dilengkapi dengan unit laboratorium untuk mengontrol kualitas bahan baku dan kualitas produk agar sesuai dengan spesifikasi yang dikehendaki dan dilengkapi dengan keselamatan dan kesehatan kerja serta fasilitas penunjang lainnya. Berdasarkan hasil perhitungan analisis ekonomi terhadap perancangan pabrik Metil etil keton ini diperoleh *Percent Return of Investment (ROI)* sebelum pajak 69,4% dan sesudah pajak 65 %. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 1,27 tahun dan sesudah pajak 1,32 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 46,45% dan *Shut Down Point (SDP)* sebesar 37,14% serta *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 48,92%. Berdasarkan analisa ekonomi, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Metil etil keton ini merupakan pabrik beresiko tinggi dan pabrik Metil keton ini dapat dipertimbangkan untuk dikaji lebih lanjut.

Abstract

A pre-designed Methyl ethyl ketone (MEK) plant from 2- Butanol with a capacity of 60,000 tons/year was established to meet the needs of the paint, adhesives, and varnish industries. This is because the needs of the domestic market continue to increase along with the development of industries that use these solvents. This methyl ethyl ketone factory operates continuously for 330 days/year and is planned to be established in the Cilegon area, Banten by considering the relatively close distance to the port so that the distribution of raw materials is easier, marketing targets and easy transportation facilities.

Methyl ethyl ketone is made by reacting 2- Butanol as much as 8030,977 kg/hour with the help of a copper (Cu) catalyst continuously in the Fixed Bed Multitube Reactor in the gas phase with a temperature of 250 ° C and a pressure of 1.5 bar. The reaction product from the reactor is in the form of Methyl ethyl ketone, Hydrogen gas, 2- unreacted Butanol, and a little water. Then the hydrogen gas is separated in a separator (SP-02) as much as 218.128 kg/hour. The top yield of the Distillation Tower (MD-01) is in the form of Methyl ethyl ketone as much as 7766,51 kg/hour with a purity of 95% and the bottom yield of MD-01 is 2- Butanol, Methyl ethyl ketone, and water.

To support the production process, the Methyl ethyl ketone factory was established a processing unit consisting of water, steam, electricity, fuel, and waste treatment units and equipped with a laboratory unit to control the quality of raw materials and product quality to match the specifications specified desired and equipped with occupational safety and health and other supporting facilities. Based on the results of the calculation of the economic analysis of the methyl ethyl ketone plant design, the percentage of Return of Investment (ROI) before tax is 69.4% and after-tax is 65%. Pay Out Time (POT) before tax is 1.27 years and after-tax is 1.32 years. Break-Even Point (BEP) of 46.45% and Shut Down Point (SDP) of 37.14% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 48.92%. Based on economic analysis, it can be concluded that the Methyl ethyl ketone factory is a high-risk factory and this Methyl ketone factory can be considered for further study.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Pada saat ini, industri di Indonesia sedang berkembang cukup pesat. Industri kimia merupakan salah satu sektor industri yang sangat penting dan menyumbang devisa negara. Seiring dengan perkembangan dan kemajuan zaman, kebutuhan masyarakat akan bahan kimia terus meningkat. Namun sangat disayangkan, pemenuhan kebutuhan bahan kimia dalam negeri belum dapat dilakukan oleh industri di Indonesia secara keseluruhan sehingga Indonesia masih harus mengimpor dari negara lain. Oleh sebab itu, guna memenuhi kebutuhan masyarakat serta mendukung berjalannya proses industrialisasi perlu dilakukan pembangunan industri kimia di Indonesia untuk mengurangi ketergantungan Indonesia kepada negara lain. Salah satunya yaitu dengan mendirikan pabrik untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pendirian pabrik Metil etil keton merupakan salah satu upaya untuk mengurangi impor atau ketergantungan terhadap suatu barang dari luar negeri.

Metil etil keton (MEK) adalah mata rantai kedua dalam rangkaian homolog keton alifatik. MEK diproduksi terutama dengan dehidrogenasi 2-butanol, analog dengan produksi aseton dengan dehidrogenasi gas isopropil dengan katalis *copper*, *zinc*, atau katalis *bronze* pada suhu 400 - 550 °C. Pada konversi 2- Butanol 80 - 95%, selektivitas MEK adalah > 95% (Kirk Othmer,1953). MEK digunakan sebagai pelarut untuk cat dan perekat sejak 1980. Pada tahun 1995, 730.000 ton

MEK diproduksi di seluruh dunia. Di Amerika Serikat MEK diproduksi menggunakan dehidrogenasi alkohol butil sekunder (sekitar 86%) dan sebagai produk sampingan dari oksidasi butana (tersisa 14%). Produksi MEK di Amerika Serikat pada tahun 1990 diproduksi sekitar 215 juta kilogram (EPA, 1994).

Kebutuhan Metil etil keton di Indonesia akan semakin meningkat setiap tahunnya seiring dengan jumlah industri pengguna senyawa Metil etil keton yang terus berkembang. Pemenuhan kebutuhan Metil etil keton dalam negeri harus tercapai agar proses industrialisasi di Indonesia dapat berjalan dengan baik dan terus berkembang. Oleh sebab itu, pendirian pabrik Metil etil keton di Indonesia mempunyai peluang yang cukup besar dan prospektif untuk direalisasikan. Pendirian pabrik Metil etil keton diharapkan mampu mengisi kekosongan pasar terhadap kebutuhan Metil etil keton, sehingga dapat menghemat devisa negara. Dengan adanya pabrik MEK di Indonesia maka impor MEK dapat dikurangi bahkan dihilangkan dan jika berlebih dapat diekspor sehingga menambah devisa negara, membuka lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, serta memacu berdirinya pabrik baru yang menggunakan Metil etil keton sebagai bahan baku.

I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan sebelumnya, antara lain : perkembangan konsumsi MEK atau data impor MEK di dalam negeri itu sendiri dan kapasitas pabrik yang sudah ada. Kebutuhan MEK di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan, sehingga Indonesia masih mengimpor MEK dari luar negeri.

I.2.1 Kebutuhan Metil etil keton di Indonesia

Indonesia masih mengimpor Metil etil keton dari negara lain. Impor Metil etil keton ini setiap tahunnya cenderung mengalami peningkatan. Hal ini dapat dilihat pada Tabel I.1.

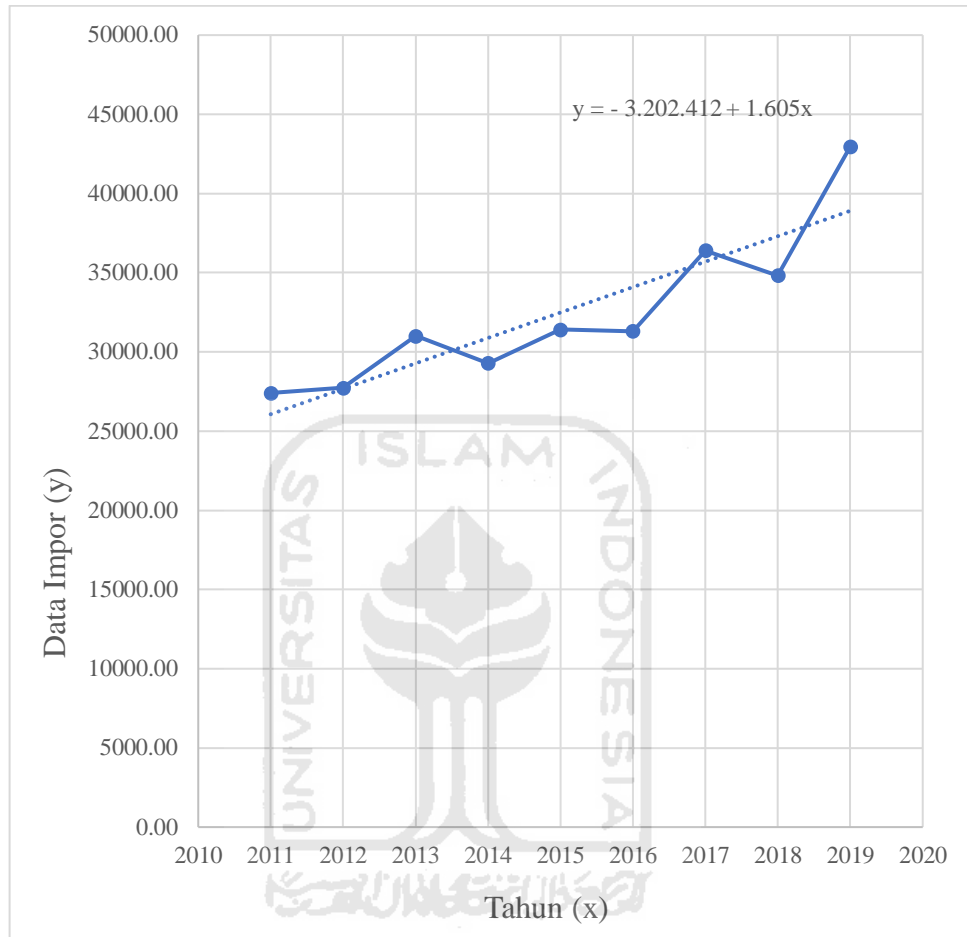
Tabel I.1. Data Impor MEK

No	Tahun	Impor, ton
1	2011	27407,933
2	2012	27736,057
3	2013	31004,316
4	2014	29295,226
5	2015	31413,714
6	2016	31311,312
7	2017	36405,259
8	2018	34832,842

(Badan Pusat Statistik, 2019)

Data-data yang sudah ada diplotkan dalam grafik dan dilakukan pendekatan berupa garis lurus.

Dengan menggunakan persamaan linier pada grafik, akan diperoleh persamaan:



Gambar 1. 1. Grafik impor kebutuhan Metil etil keton di Indonesia

$$y = a + bx$$

dengan : y = Kebutuhan impor Metil etil keton (ton/tahun)

x = Tahun

a = Gradien garis lurus

b = Intersep

diperoleh persamaan garis lurus $y = - 3.202.412 + 1.605x$ ton/tahun. Dari persamaan tersebut diketahui bahwa kebutuhan Metil etil keton di Indonesia pada tahun 2024 adalah :

$$y = - 2327704 + 1170,9506 x$$

$$y = - 2327704 + 1170,9506 (2024)$$

$$y = 42300,014 \text{ ton/tahun}$$

I.2.2 Kapasitas pabrik yang sudah ada

Berikut merupakan pabrik Metil etil keton yang sudah berdiri :

Tabel I.2. Pabrik Metil etil keton yang ada di dunia

No	Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	Shell Chemicals	Pernis, N'lands	136.000
2	Exxon Mobil Chemical	Baton Rouge, USA	135.000
3	Exxon Mobil Chemical	Fawley,UK	135000
4	PetroChina	Lanzhou, China	60.000
5	Maruzen Petrochemical	Ichihara, Japan	170.000
6	Tonen Chemical	Kawasaki, Japan	90.000

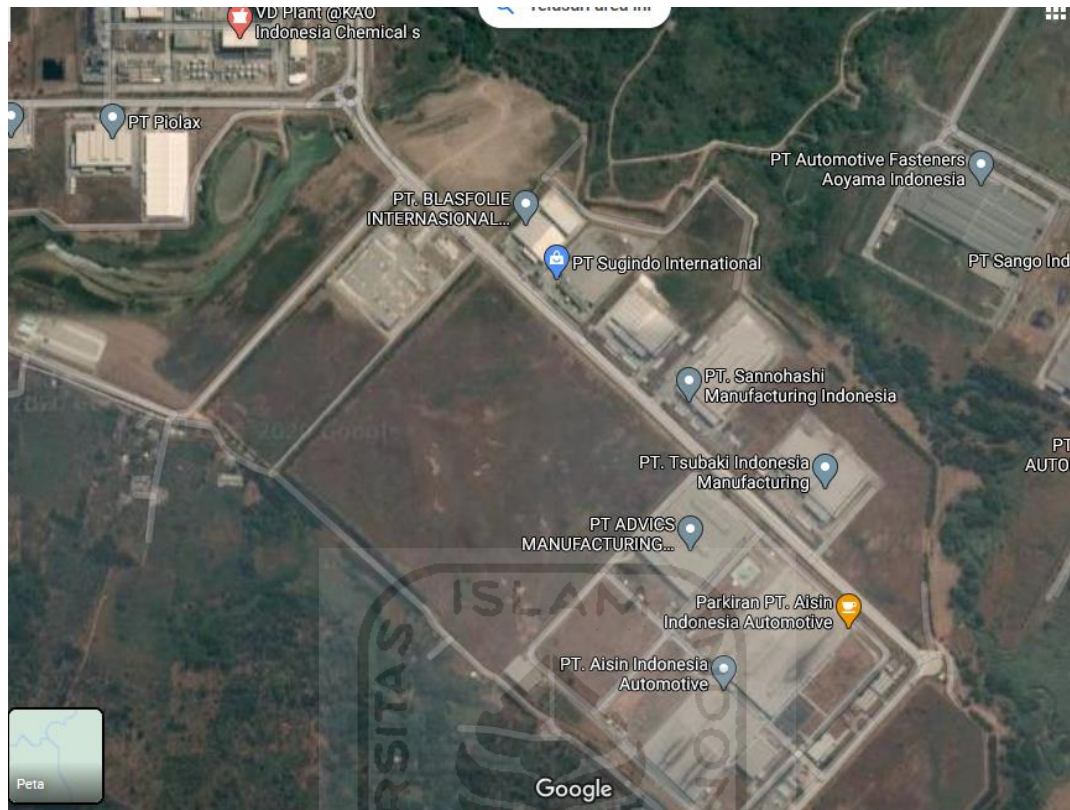
(ICIS)

Dari Tabel I.2 dapat diketahui kapasitas pabrik Metil etil keton di dunia minimal sebesar 60.000 ton/tahun.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka ditetapkan kapasitas perancangan pabrik Metil etil keton yang akan didirikan pada tahun 2024 sebesar 60.000 ton/tahun. Kebutuhan Metil etil keton di Indonesia pada tahun 2024 diperkirakan sebesar 42.300 ton/tahun dan sisanya akan diekspor ke luar negeri.

I.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Hal-hal pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik adalah jarak pabrik dengan sumber bahan baku, jarak pabrik dengan pasar atau konsumen, transportasi, tersedianya tenaga kerja, dan tersedianya sumber air dan tenaga. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.



Gambar 1. 2Peta Lokasi Pendirian Pabrik MEK

Dari faktor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik MEK akan didirikan di Kawasan Industri Karawang, Jawa Barat dengan pertimbangan sebagai berikut:

I.3.1 Faktor Primer

- 1) Tersedianya bahan baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan MEK adalah 2- Butanol yang diimpor dari BASF Petronas Kuantan, Malaysia di karena 2 – Butanol tidak di produksi di Indonesia. Total kapasitas produksi 2-

Butanol di BASF Petronas mencapai 160.000 ton/tahun. Besarnya kapasitas produksi 2- Butanol dari BASF Petronas mampu memenuhi kebutuhan 2- Butanol yang diperlukan dalam produksi MEK. Sehingga lokasi pabrik hendaknya berada dekat dengan pelabuhan sehingga dapat mengurangi biaya transportasi dari pabrik ke kapal pengangkut ataupun sebaliknya.

2) Letak daerah pemasaran

Untuk mengurangi biaya transportasi serta mempermudah dalam penjualan produk, maka faktor pemasaran perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik. Oleh karena itu, dalam perencanaan pendirian pabrik diusahakan dekat dengan pabrik yang membutuhkan produk ini. Metil etil keton banyak digunakan oleh industri kimia yang berada di kawasan industri Karawang, daerah Jabodetabek, Jawa Barat, maupun daerah Jawa lainnya. Selain itu bahan baku pembuatan Metil etil keton ini diimpor dari luar negeri yaitu BASF Petronas, maka lokasi pabrik hendaknya berada dekat dengan pelabuhan sehingga dapat mengurangi biaya.

3) Fasilitas Transportasi

Faktor transportasi perlu diperhatikan dalam merencanakan lokasi pendirian pabrik, yaitu transportasi bahan baku dan transportasi produk. Jarak lokasi pabrik dengan pasar harus dapat dijangkau. Dengan lancarnya transportasi dari lokasi pabrik dengan lokasi pemasaran

produk maka produktifitas pabrik akan berjalan lancar. Begitu juga dengan komunikasi yang lancar akan meningkatkan produktifitas pabrik tersebut, oleh sebab itu lokasi pabrik yang akan dibangun harus memiliki jaringan telepon agar hubungan dari luar ke dalam pabrik dan dari dalam keluar dapat berjalan lancar. Karawang, Jawa Barat dekat dengan pelabuhan serta memiliki jalan tol dan jalan raya yang menghubungkan berbagai kota di pulau Jawa sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

4) Utilitas

Utilitas yang diperlukan meliputi tenaga listrik, air dan bahan bakar. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari PLN. Kebutuhan air umum, sanitasi, dan air pendingin proses diambil dari sungai citarum. Kebutuhan bahan bakar untuk generator dan furnace yang berupa solar dapat diperoleh dari Pertamina.

5) Tersedianya tenaga kerja

Tenaga kerja di Indonesia khususnya daerah Karawang sendiri cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak terlalu sulit memperolehnya. Tersedianya sarana pendidikan dari tingkat sekolah dasar hingga perguruan tinggi akan memenuhi kebutuhan tenaga kerja yang berkompeten. Masyarakat juga sudah terbiasa dalam lingkungan

kawasan industri sehingga membantu dalam proses adaptasi ketika bekerja di area pabrik.

I.3.2 Faktor Sekunder

1) Keadaan Masyarakat

Masyarakat di sekitar pabrik merupakan penduduk asli Indonesia khususnya masyarakat Jawa. Dengan adanya pabrik di lokasi tersebut dipastikan akan mendapat sambutan dan dukungan yang baik dari masyarakat setempat dan juga dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat.

2) Keadaan Geografis

Penentuan kawasan industri sangat dipengaruhi oleh keadaan geografis wilayah termasuk masalah tanah dan iklim wilayah pabrik, wilayah yang digunakan harus tidak rawan terhadap bahaya tanah longsor, gempa, dan banjir. Daerah Karawang berada dalam daerah yang beriklim tropis, sehingga cuaca dan iklim relatif stabil. Begitu pula keadaan tanah yang relatif datar dan tidak rawan bencana.

3) Regulasi Pemerintah

Karawang telah dijadikan sebagai kawasan industri sesuai dengan kebijakan pemerintah berdasarkan PP No. 47 Tahun 1997 tentang Pusat Kegiatan Wilayah (PWK) dan Keputusan Menteri Perindustrian RI No. 466 Tahun 2014 tentang Penetapan Kawasan Industri Karawang sebagai Objek Vital Nasional Bidang Industri. Sehingga faktor-faktor

lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

I.4 Tinjauan Pustaka

I.4.1 Metil etil keton (C₄H₈O)

Metil etil keton adalah pelarut penting yang sifatnya mirip dengan aseton. MEK memiliki keuntungan dibandingkan dengan pelarut lainnya dengan tingkat penguapan yang sebanding, rasio bahan terlarut yang tinggi terhadap viskositas, kemampuan bercampur dengan jumlah hidrokarbon yang besar tanpa mengganggu kandungan padatan atau viskositas, volume / rasio massa yang baik karena densitasnya yang rendah. Secara umum MEK menjadi pesaing untuk etil asetat sebagai pelarut dengan titik didih rendah karena viskositas rendah, konsentrasi padatan tinggi, dan toleransi pengenceran besar (Ullmann, 2007).

I.4.2 Jenis Proses

Proses pembuatan MEK dapat dilakukan melalui 3 cara. Saat ini sebagian besar MEK 88% diproduksi melalui proses dehidrogenasi dari 2- butanol sedangkan 12% MEK diproduksi dengan proses oksidasi katalitik dari n-butena dalam fase cair menghasilkan produk lain yaitu asam asetat. Oksidasi langsung dari n-butena (proses *Hoechst-Wacker* atau proses *Maruzen*) yang tidak digunakan secara umum karena terbentuknya produk samping yang tidak diinginkan (Ullmann, 2007). Ketiga proses tersebut dijelaskan sebagai berikut:

1. Oksidasi n-Butana pada fase cair.
2. Oksidasi langsung n-Butana (*Hoechst-Wacker Process*).

3. Dehidrogenasi katalitik 2- Butanol pada fase gas.

1. Proses oksidasi n-butana fase cair

Metil etil keton merupakan produk samping dari oksidasi n-Butana menjadi Asam asetat. Udara bertekanan dan n-Butana diumpankan ke dalam reaktor dengan katalis yang digunakan biasanya berupa kobalt, mangan, atau krom asetat untuk memproduksi asam asetat, MEK, dan produk samping lainnya, seperti etil asetat, asam formiat, asam propanoat.



Udara digelembungkan pada suhu 150-225 °C dengan tekanan 5,5 Mpa. Kondisi operasi harus dijaga dengan baik agar dapat menghasilkan MEK dan meminimalkan reaksi lainnya yang membentuk asam asetat dan produk samping lainnya. Produk samping termasuk MEK dipisahkan dari n-butana yang tidak bereaksi dan dari gas inert dan dikirim ke unit pemurnian (purifikasi). Senyawa organik dengan titik didih rendah seperti MEK dipisahkan dari asam asetat dengan distilasi konvensional.

Proses oksidasi fase cair nonkatalitik pada suhu 180 °C dan tekanan 5,3 MPa (52 atm) menghasilkan rasio MEK : asam asetat 0,15 - 0,23 : 1. Oksidasi kontinyu dengan reaktor *plug flow* pada 150 °C dan 6,5 MPa (64 atm) dan waktu tinggal 2,7 menit dapat membentuk MEK dan Asam asetat pada rasio

3 :1. Proses *batch* yang terjadi pada 160 – 165 °C dan 5,7 MPa (56 atm) dapat mencapai rasio MEK dan asam asetat 0,4 : 1. Kelemahan proses ini adalah adanya korosi akibat adanya oksidasi sehingga memerlukan penanganan khusus terhadap peralatan proses (Ullmann, 2007).

2. Proses oksidasi langsung n- Butene (*Hoechst Wacker Process*)

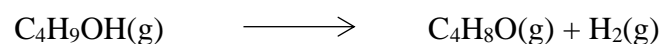
Reaksi ini analog dengan proses *Hoechst Wacker* untuk produksi asetaldehid via oksidasi *etylene*. Pada proses oksidasi langsung n-Butena berdasarkan *Hoechst-Wacker Process*, oksigen dialirkan ke n-Butena pada fase yang sama menggunakan PdCl₂ / 2CuCl₂ dengan mekanisme reaksi redoks. Selanjutnya PdCl₂ dan CuCl₂ dapat terbentuk kembali melalui oksidasi. Reaksi yang terjadi:



Kondisi operasi pada proses di suhu 110 °C pada tekanan 1,2 x 10⁶ Pa dengan yield sebesar 85-88% (Chauvel dan Levebvre, 1989). Akan tetapi proses ini secara komersial tidak baik karena terbentuk hasil samping seperti butiraldehid, butanon terklorinasi, dan karbon dioksida yang akan menurunkan *yield*. Selain itu juga sulit dalam pemurnian produk (Ullmann, 2007).

3. Proses dehidrogenasi katalitik 2- Butanol (*sec-butyl alcohol*) fase gas

Dehidrogenasi katalitik 2-Butanol (Sec-Butil Alkohol) merupakan reaksi endotermis yang terjadi pada fase gas. Reaksi yang terjadi:



Proses dehidrogenasi pada reaktor *fixed bed multitube*, panas reaksi *display* lewat pemanas dengan suhu 250-500 °C dan tekanan di atas atmosferis. Selektifitas terhadap MEK lebih dari 95% dengan konversi 2-Butanol sebesar 80-95% (Weissermel dan Arpe, 2008). Reaksi dehidrogenasi 2-Butanol merupakan reaksi endotermis. Katalis yang digunakan adalah katalis *copper*, *zinc*, atau katalis *bronze* dengan umur katalis sekitar 3-6 tahun yang dapat diregenerasi melalui proses oksidasi (Kirk & Othmer, 1953).

Secara keseluruhan perbandingan ketiga proses diatas dapat dilihat pada Tabel I.3 berikut :



Tabel I.3. Perbandingan Proses MEK

Kriteria	Oksidasi Butena fase cair	<i>Hoecsht-Wacker</i>	Dehidrogenasi 2-Butanol
Bahan Baku	n- Butena	n- Butena	2- Butanol
Suhu Operasi	180 °C	70-120 °C	250-500 °C
Tekanan	52 atm	5-40 atm	3 atm
Katalis	Non katalis	Oksigen dan katalis asam	Tembaga, seng Oksida atau perunggu
Produk samping	Asam Asetat	n- Butiraldehida Produk Terklorinasi Karbon Dioksida	Hidrogen
Konversi	-	86%	90-95%

Berdasarkan perbandingan dari metode diatas maka dalam pembuatan MEK ini dipilih metode Dehidrogenasi sec-Butil Alkohol dengan alasan :

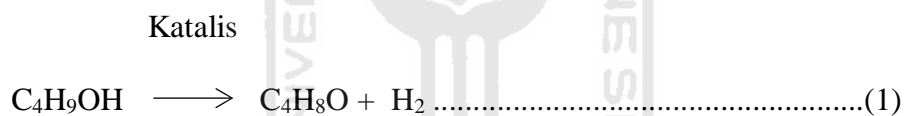
1. Konversi yang dihasilkan tinggi yaitu 90 – 95% dan tidak terjadi reaksi samping sehingga proses pemurnian produk lebih mudah dan ekonomis.
2. Tekanan operasi lebih rendah (3 atm) dibanding proses oksidasi n- Butana fase cair (64 atm).

3. MEK diproduksi sebagai produk utama sehingga kapasitasnya lebih besar dibanding proses oksidasi n- Butana. MEK yang terbentuk merupakan produk samping dari produksi asam asetat.
4. Tidak ada permasalahan khusus mengenai korosi seperti pada proses oksidasi n- Butana fase cair dan proses oksidasi *Hoechst Wacker*, sehingga peralatan proses dapat menggunakan bahan-bahan konstruksi dari baja.

I.4.3 Tinjauan Kinetika

Reaksi kimia yang terjadi :

Reaksi dehidrogenasi 2- Butanol (C_4H_9OH) menjadi Metil etil keton (C_4H_8O) dan gas Hidrogen (H_2) dapat dituliskan dengan :



dalam bentuk simbol persamaan reaksi diatas :



$$-r_A = \frac{k_f(P_A - P_R P_S / K_{eq})}{(1 + K_A P_A + K_R P_R + K_S P_S)^2} \dots\dots\dots(3)$$

$$-r'_A = \frac{8.290 \times 10^5 \times e^{-6903/T} (P_A - P_R P_S / (3.538 \times 10^8 \times e^{-7100/T}))}{(1 + 8.804 \times 10^{-5} \times e^{3298/T} \times P_R)^2} \dots\dots\dots(4)$$

Dengan :

- r_A = kecepatan pengurangan 2- Butanol, ($\text{kgmol} / \text{j.m}^2$)

C = konstanta, ($\text{kgmol}/\text{j.m}^2$)

K = konstanta kesetimbangan reaksi, (atm)

K_A = konstanta, (atm^{-1})

K_{AK} = konstanta (tak berdimensi)

T = suhu gas

P_A, P_K, P_H = tekanan parsial 2- Butanol, Metil etil keton

dan Hidrogen, (atm)

(Coulson and Richardson's, 2005)

I.4.4 Tinjauan Termodinamika

1. Panas Pembentukan Standar (ΔH_f)

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak. Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standart (ΔH_f) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298,15 \text{ K}$.

Ditinjau dari segi termodinamika dengan harga-harga ΔH_f masing-masing komponen pada suhu $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ($298,15 \text{ K}$) dapat dilihat pada Tabel I.4 berikut:

Tabel I.4. Harga ΔH_f masing-masing komponen

No	Komponen	Harga ΔH_f° (kJ/mol)
1	C ₄ H ₈ O	-238,15
2	C ₄ H ₉ OH	-292,82
3	H ₂	0
4	H ₂ O	-242

(Coulson and Richardson's, 2005)

Maka,

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R(298,15K)} &= \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2) - (\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH}) \\
 &= (-238,15 + 0) - (-292,82) \\
 &= 54,67 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Karena harga ΔH yang dihasilkan bernilai positif, maka reaksi bersifat endotermis.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°_f)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG_f°) digunakan untuk meramalkan arah reaksi kimia cenderung spontan atau tidak. ΔG_f° bernilai positif (+)

menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar yang cukup besar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Berikut merupakan Harga ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel I.5 sebagai berikut :

Tabel I.5. Harga ΔG_f° masing-masing komponen

No	Komponen	Harga ΔG_f° (kJ/mol)
1	C ₄ H ₈ O	-146,16
2	C ₄ H ₉ OH	-169,72
3	H ₂	0
4	H ₂ O	-228,77

(Perry's, 1999)

Bila ditinjau dari energi bebas Gibbs diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^\circ{}_{298} &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8\text{O} + \Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8) - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH}) \\
 &= (-146,16 + 0) - (-167,72) \\
 &= 21,56 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Harga konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$$\Delta G_f^\circ{}_{298} = -R.T \ln K_{(298)}$$

$$21,56 \text{ kJ/mol} = -(8,314 \times 10^{-3}) \text{ kJ/mol.K} \times 298 \text{ K} \ln K_{(298)}$$

$$K_{(298)} = 6015,339$$

Karena harga ΔG°_f 298.15 K positif, maka reaksi tidak dapat berlangsung secara spontan.

I.5 Kegunaan Produk

Penggunaan Metil etil keton yang paling besar adalah sebagai pelarut untuk plastik vinil digunakan dalam pelapisan. Kegunaan penting lainnya adalah sebagai pelarut. Dapat juga digunakan sebagai pelarut selektif yang ideal untuk pemisahan produk dan impuritas pada pembuatan minyak pelumas. Metil etil keton juga digunakan untuk degreasing logam-logam, dalam pabrik yang memproduksi *tape* magnetik, tinta dan sebagai *chemical intermediate* dalam produksi Metil etil ketoxime, Metil propanon peroksida, Metil isopropil keton dan beberapa komponen lainnya. Metil etil keton juga digunakan sebagai bahan tambahan dalam industri seperti bermacam-macam produk seperti pernis, cat semprot dan perekat/lem. Pada produk konsumen dan dalam kenyataan di industri, Metil etil keton lebih sering hanya digunakan sebagai salah satu dari beberapa komponen campuran pelarut organik. Metil etil keton juga digunakan sebagai pelarut ekstraksi dalam proses pengkomposisian makanan dan proses bahan tambahan makanan dan sebagainya dalam pemisahan lemak dan minyak, dan ekstraksi dari aroma-aroma. Berdasarkan data EPA, sebanyak 61% MEK digunakan sebagai pelarut cat kayu dan otomotif karena MEK merupakan pelarut paling murah di antara pelarut lain yang memiliki

kisaran suhu didih yang sama. Kegunaan Metil etil keton disajikan pada Tabel I.6 berikut :

Tabel I.6. Kegunaan Metil etil keton

No	Kegunaan Persentase	(%)
1	Pelarut cat kayu dan otomotif	61
2	Pelarut <i>adhesive</i>	13
3	Kaset magnetic	10
4	<i>Dewaxing</i> minyak pelumas	5
5	Bahan kimia	4
6	Tinta cetak	4
7	Lain-lain	3

(Environmental Protection Agency, 1994)

BAB II

URAIAN PROSES

Pada proses pembuatan Metil etil keton dengan proses dehidrogenasi, 2-Butanol dialirkan ke dalam reaktor. Reaksi berlangsung pada suhu 250 °C dan tekanan 1,5 bar. Setelah reaksi terjadi kemudian H₂ dipisahkan dalam separator. Pemurnian produk Metil etil keton sebagai produk utama dilakukan pada menara distilasi. Secara garis besar proses pembuatan Metil etil keton dibagi menjadi 3 tahap yaitu:

II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Langkah ini dimaksud untuk mendapatkan umpan reaktor berupa uap 2-Butanol yang berasal dari 2-Butanol cair. Mula-mula 2-Butanol cair dari tangki bahan baku (T-01) dengan komposisi 99,5% berat 2-Butanol dan 0,5% berat air pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm kemudian *fresh feed* dicampur dengan *recycle* hasil bawah dari Separator 1 (SP-01) dan menara distilasi (MD-01). Hasil bawah dari menara distilasi (MD-01) berupa 2-Butanol, air dan sedikit MEK cair dengan suhu 100 °C dan tekanan 1,3 bar. Umpan tersebut kemudian dialirkan ke *vaporizer* (VP-01). *Vaporizer* (VP-01) akan mengubah 2-Butanol, air dan MEK dari fase cair menjadi fase uap, hasil keluar *vaporizer* (VP-01) berupa 2-Butanol, air, dan MEK fase uap dengan suhu 114 °C dan tekanan 1,7 bar. Arus keluar *vaporizer* kemudian dialirkan ke separator (SP-01) untuk memisahkan gas dan cairannya. Hasil atas separator yang berupa gas kemudian masuk ke dalam heater (HE - 01) untuk

dinaikkan suhunya dari 114 °C menjadi 250 °C. Setelah dipanaskan oleh heater (HE – 01) kemudian hasil keluar heater masuk ke dalam reaktor (R-01). Hasil bawah separator yang berupa cairan kemudian di *recycle* kembali ke *vaporizer* (VP – 01) untuk diuapkan kembali.

II.2 Tahap Reaksi

Proses dehidrogenasi 2- Butanol ini berlangsung dalam reaktor *fixed bed multitube* (R - 01) pada suhu 250 °C dan tekanan 1,5 bar dengan konversi 90%. Reaktor bekerja pada kondisi isothermal non adiabatis dan bersifat endotermis sehingga menggunakan media pemanas berupa dowtherm yang masuk reaktor dengan suhu 270 °C dan keluar dengan suhu 250 °C. Reaksi dehidrogenasi 2-Butanol berjalan pada fase gas dimana 2- Butanol dialirkan melalui tube reaktor dan berkontak langsung dengan katalis sedangkan dowtherm mengalir di *shell* reaktor secara *co current*. Arus keluar reaktor terdiri dari MEK, Hidrogen, Air, dan sisa 2 – Butanol yang tidak bereaksi dengan suhu 250 °C dan tekanan 1,5 bar.

II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Campuran gas keluar reaktor terdiri dari produk MEK dan sisanya reaktan yang belum bereaksi, kemudian hasil reactor dialirkan ke *waste heat boiler* (WHB) untuk diturunkan suhunya menjadi 160 °C. Hasil keluar WHB berupa campuran uap MEK, air dan 2- Butanol dengan suhu 160 °C pada tekanan 1,5 bar. Setelah melalui WHB, campuran uap masuk ke dalam *condenser* (CD-01) untuk diturunkan suhunya dengan menggunakan air sebagai pendingin. Hasil keluar dari *condenser* (CD-01) berupa campuran cair MEK, air, dan 2- Butanol dengan suhu 69 °C dan 1,3 bar masuk kedalam *separator* (SP-02) untuk dipisahkan H₂ yang berupa gas

dibakar melalui *flare*. Hasil bawah separator (SP-02) yang sebagian besar berupa MEK, air dan 2- Butanol fase cair jenuh dengan suhu 69 °C masuk ke dalam (HE-02) untuk dinaikan suhunya menjadi 84 °C selanjutnya masuk ke menara distilasi (MD-01) untuk dipisahkan menjadi hasil atas dan hasil bawah. Hasil atas menara distilasi (MD-01) terdiri dari MEK dengan kemurnian 99,5% (0,5% massa 2-Butanol) berupa fase uap yang kemudian dialirkan ke *condenser* (CD-02) pada suhu 83 °C dan tekanan 1,1 bar kemudian dialirkan ke tangki *accumulator*. Cairan keluar tangki *accumulator* sebagian besar dialirkan ke *cooler* (CL-02) untuk diturunkan suhunya dari 83 °C menjadi 50 °C. Hasil keluar dari CL-02 yang berupa MEK cair kemudian dimasukkan ke dalam tangki produk (T-02). Hasil bawah dari menara distilasi (MD-01) terdiri dari sebagian besar 2- Butanol, air dan MEK. Hasil bawah menara distilasi pada suhu 100 °C dan tekanan 1,2 bar masuk ke dalam *reboiler* (RB-01) untuk diuapkan kembali yang sebagian besar masuk kembali ke dalam menara distilasi sebagian hasil bawah menara distilasi di *recycle* dan masuk ke UPL.

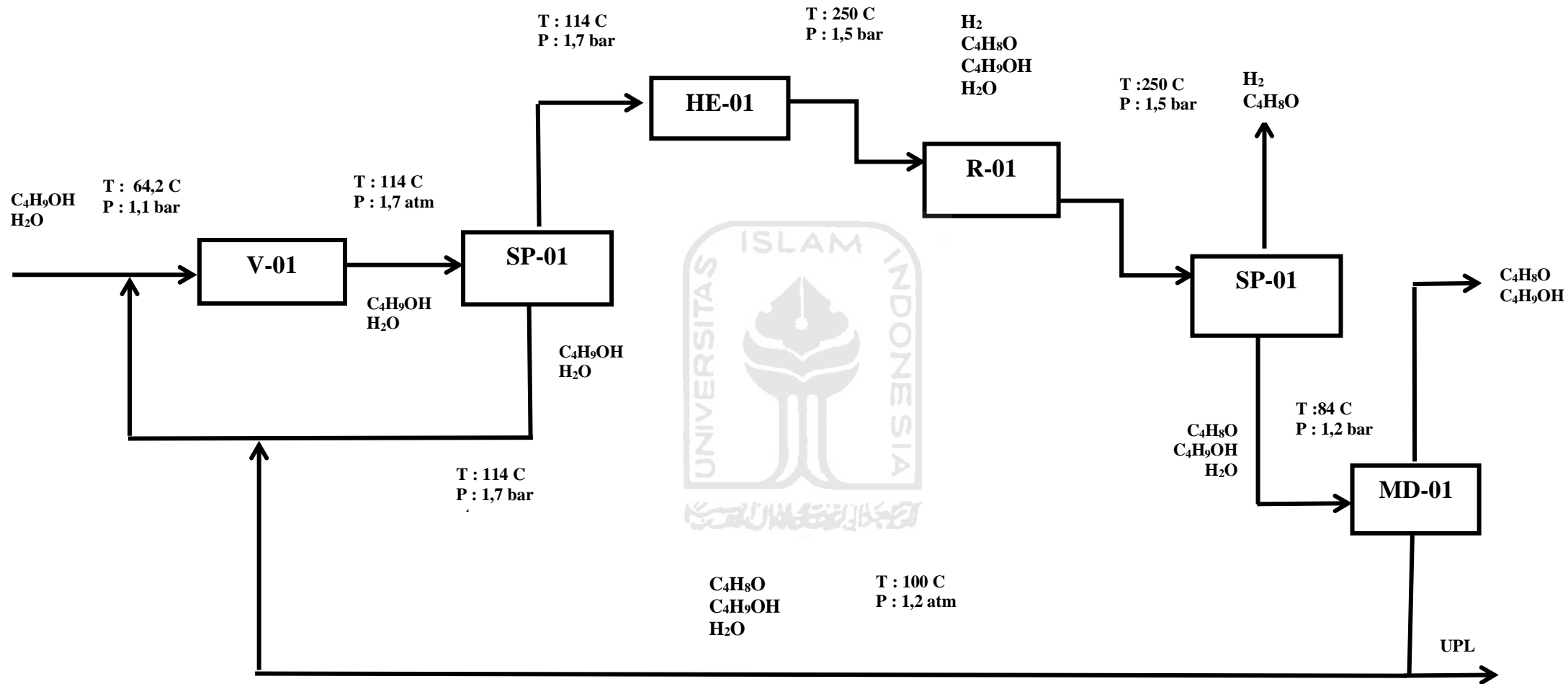
II.4 Diagram Alir Kuantitatif

Merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Metil etil keton dari 2- Butanol dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dalam bar dan T dalam C), seperti dapat dilihat pada Gambar II.2.

II.5 Diagram Alir Kualitatif

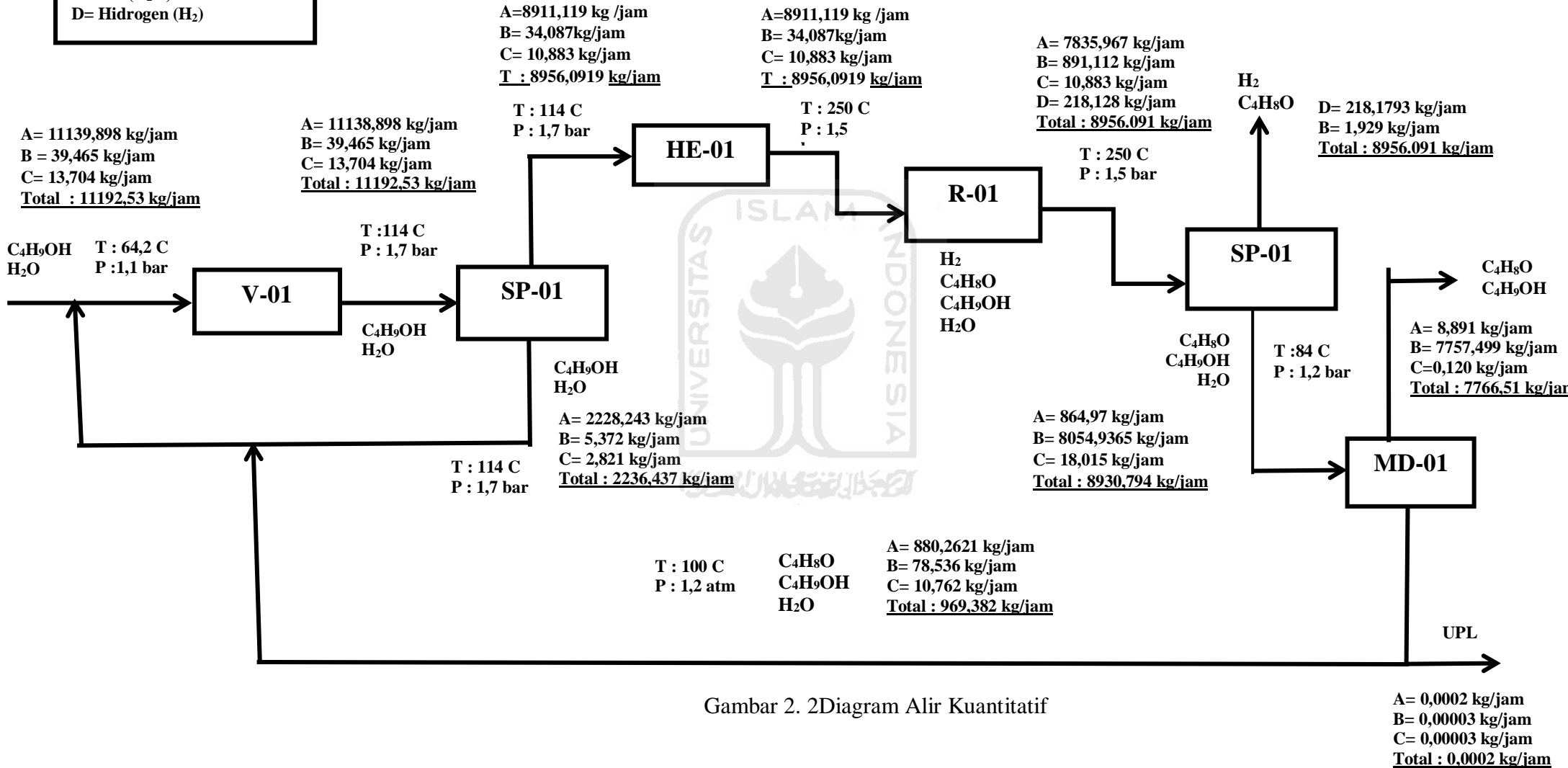
Merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Metil etil keton dari 2- Butanol dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta laju alirnya (dalam kg/jam), seperti dapat dilihat pada Gambar II.1.





Gambar 2. 1. Diagram Alir Kualitatif

Keterangan :
 A= 2-Butanol (C_4H_9OH)
 B= Metil etil keton (C_4H_8O)
 C= Air (H_2O)
 D= Hidrogen (H_2)



Gambar 2. 2Diagram Alir Kuantitatif

BAB III

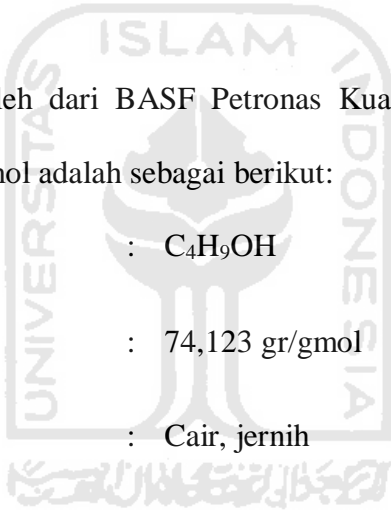
SPEKIFIKASI BAHAN

Bahan baku yang dibutuhkan dalam pembuatan Metil etil keton terdiri dari bahan utama yaitu 2- Butanol serta katalis Tembaga (Cu). Adapun spesifikasi bahan adalah sebagai berikut:

III.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. 2- Butanol

2- Butanol diperoleh dari BASF Petronas Kuantan, Malaysia. Adapun spesifikasi 2- Butanol adalah sebagai berikut:



Rumus molekul	: C_4H_9OH
Berat molekul	: 74,123 gr/gmol
Wujud	: Cair, jernih
Kemurnian, %berat	: 99,5%
Impuritas, %berat	: 0,5% (H_2O)
Massa jenis, 25 °C	: 0,8069 g/cm ³
Titik didih	: 99,55 °C
Titik beku	: -114,7 °C
Kelarutan pada air, 30 °C	: 19,41 % berat

Viskositas, 25 °C : 3,2484 Cp
Temperatur kritis : 262,90 °C
Tekanan kritis : 41,79 bar

(BASF Petronas)



b. Air

Fase	: Cair
Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 g/gmol
Titik didih	: 100 °C
Titik beku	: 0 °C
Massa jenis, 25 °C	: 0,985 g/cm ³
Temperatur kritis	: 373,95 °C
Tekanan kritis	: 220,64 bar

(Perry's, 2008)

III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu**a. Katalis Tembaga (Cu)**

Katalis tembaga (Cu) diperoleh dari PT. Join Alfara Chemical, Tangerang, Provinsi Banten. Adapun spesifikasi katalis adalah tembaga (Cu) sebagai berikut:

Wujud	: <i>Pellete</i> atau <i>Silinder</i>
<i>Bulk density</i>	: 2,52 gr/cm ³
Kelembaban, %berat	: < 1%
<i>Surface area</i>	: 50 m ² /g

<i>Porosity</i>	: 0,39
<i>Diameter</i>	: 0,35 cm
Umur katalis	: 1 tahun

(Rase, 1977)

III.3 Spesifikasi Produk

a. Metil etil keton (MEK)

Adapun spesifikasi produk yang diinginkan adalah sebagai berikut:

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C_4H_8O
Berat molekul	: 72,107 gr/mol
Wujud	: Cairan jernih
Kemurnian, % berat	: Min. 95%
Impuritas, % berat	
- Water (H_2O)	: Maks. 1,5%
- 2- Butanol	: Maks. 1,5%
Densitas, 20 °C	: 0,8045 gr/cm ³
Titik didih	: 79,64 °C
Titik beku	: -86,9 °C

Viskositas, 25 °C	: 0,323 cP
Temperatur kritis	: 262,45 °C
Tekanan kritis	: 41,5 bar
Kelarutan pada air, 20 °C	: 27,5%

(Neier dan Sterhlke, 2011)

b. Hidrogen

Adapun spesifikasi produk samping adalah sebagai berikut:

Fase	: Gas
Rumus molekul	: H ₂
Berat molekul	: 2,016 gr/mol
Titik didih	: -252,77 °C
Temperatur kritis	: -239,97 °C
Tekanan kritis	: 13,15 bar
Densitas pada 25 °C	: 0,0352 gr/cm ³
Viskositas	: 0,0256 Cp

(Kirk & Othmer, 1953)

BAB IV

NERACA MASSA

IV.1 Neraca Massa Per Alat

IV.1.1 Neraca Massa Divider Point 1

Tabel IV.1. Neraca Massa Divider Point 1

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 16	Arus 2
C ₄ H ₈ O		80,54934	80,5494
C ₄ H ₉ OH	8054,798	856,3207	8911,12
H ₂ O	0,1212	10,76207	10,8833
Sub total	8054,919	947,6321	9002,55
Total	9002,551		9002,55

IV.1.2 Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Tabel IV.2. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 4	Arus 3
C ₄ H ₈ O	80,54937	5,372631	39,4615
C ₄ H ₉ OH	8911,119	2228,243	11139,36
H ₂ O	10,8833	2,821172	13,70447
Sub total	9002,551	2236,437	11192,53
Total	11192,53		11192,53

IV.1.3 Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel IV.3. Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₄ H ₈ O	39,4615	5,372631	34,08887
C ₄ H ₉ OH	11139,36	2228,243	8911,119
H ₂ O	13,70447	2,821172	10,8833
Sub total	11192,53	2236,437	8956,091
Total	11192,53	11192,53	

IV.1.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel IV.4. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
C ₄ H ₈ O	34,08887	7837,787
C ₄ H ₉ OH	8911,119	889,2411
H ₂ O	10,8833	10,8833
H ₂	0	218,1793
Sub total	8956,091	8956,091
Total	8956,091	8956,091

IV.1.5 Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel IV.5. Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₄ H ₈ O	7837,787	7835,858	218,1793
C ₄ H ₉ OH	889,2411	889,1539	1,929058
H ₂ O	10,8833	10,88218	0,087115
H ₂	218,1793		0,001118
Sub total	8956,091	8735,894	220,1966
Total	8956,091	8956,091	

IV.1.6 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel IV.6. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	11	13
C ₄ H ₈ O	7835,858	7757,499495	78,35858
C ₄ H ₉ OH	889,1539	8,891539455	880,2624
H ₂ O	10,88218	0,120106165	10,76207
Sub total	8735,894	7766,51114	969,3831
Total	8735,894	8735,894	

IV.1.7 Neraca Massa Divider Point 2

Tabel IV.7. Neraca Massa Divider Point 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₄ H ₈ O	38,047	3,958	34,089
C ₄ H ₉ OH	881,099	88,132	792,967
H ₂ O	10,798	1,080	9,718
H ₂			
Sub total		93,170	836,774
Total	929,944	929,944	

IV.2 Neraca Massa Total

Tabel IV.8. Neraca Massa Total Prarancangan Pabrik Metil etil keton (MEK)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 8	Arus 11	Arus 12
C ₄ H ₈ O		1,929058	7757,499495	0,000024
C ₄ H ₉ OH	8030,856	0,087115	8,891539455	0,00027
H ₂ O	0,121224	0,001118	0,120106165	0,0000036
H ₂		218,1793		0,00030
Sub total		220,1966	7575,758	0,00003
Total	8030,977	8030,977		

BAB V

NERACA PANAS

V.1 Neraca Panas di Vaporizer (VP-01)

Tabel V.1. Neraca Panas di Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	130491,624	
Qkeluar		746837,749
Qpemanas	616346,125	
Total	746837,749	746837,749

V.2 Neraca Panas di Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tabel V.2. Neraca Panas di Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	3058516,964	
Qkeluar		9043441,900
Qpemanas	5984924,936	
Total	9043441,900	9043441,900

V.3 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel V.3. Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	3914812,849	
Qkeluar		4218152,197
Q pemanas	23616087,738	
Q reaksi	1871130,078	21441618,313
Total	25659770,510	25659770,510

V.4 Neraca Panas di Waste Heat Boiler (WHB)

Tabel V.4. Neraca Panas di Waste Heat Boiler (WHB)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	10562081,439	
Qkeluar		2387326,108
Qpendingin		8174755,331
Total	10562081,439	10562081,439

V.5 Neraca Panas di *Condensor* (CD-01)

Tabel V.5. Neraca Panas di *Condensor* (CD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	2387326,108	
Qkeluar uap		80056,290
Qkeluar cair		97962,909
Qpendingin		2209306,909
Total	2387326,108	2387326,108

V.6 Neraca Panas di *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel V.6. Neraca Panas di *Heat Exchanger* (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	94990,231	
Qkeluar		1142225,337
Qpemanas	1047235,106	
Total	1142225,337	1142225,337

V.7 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel V.7. Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	9826115,948	
Qdistilat		8135080,773
Qbottom		14708279,887
Qcondenser		15719496,725
Qreboiler	28736741,437	
Total	38562857,385	38562857,385

V.8 Neraca Panas di Condensor 02 (CD-02)

Tabel V.8. Neraca Panas di Condensor 02 (CD-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	836975,275	-
Qkeluar cairan		431274,059
Qpendingin		405701,216
Total	836975,275	836975,275

V.9 Neraca Panas di *Cooler* (CL-01)

Tabel V.9. Neraca Panas di *Cooler* (CL-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	431274,059	
Qkeluar		84052,602
Qpendingin		347221,457
Total	431274,059	431274,059

V.10 Neraca Panas di *Reboiler* (RB-01)

Tabel V.10. Neraca Panas di *Reboiler* (RB-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qmasuk	191244,037	
Qkeluar		330466,078
Qpemanas	139222,041	
Total	330466,078	330466,078

BAB VI

SPESIFIKASI ALAT

VI.1 Tangki Bahan Baku 2- Butanol (T-01)

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan bahan baku 2- Butanol sebanyak 8054,919 kg/jam selama 15 hari.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas	: 4351 m ³
Temperatur <i>design</i>	: 50 °C
Tekanan <i>design</i>	: 1,2 bar
Kondisi	: Cair
Spesifikasi Tangki	
- Diameter <i>shell</i>	: 24,384 m
- Tinggi <i>shell</i>	: 10,973 m
- Tinggi atap	: 3,1026 m
- Tinggi total	: 15,1485 m

- Tebal *shell* : 0,41 in

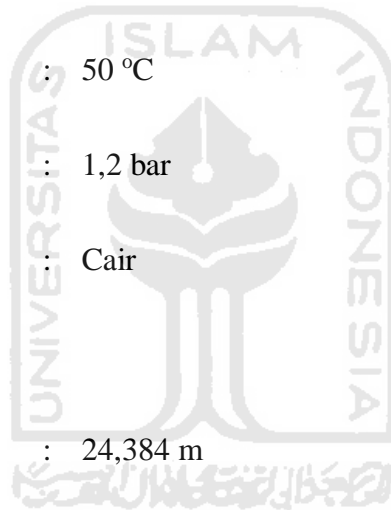
- Bahan : *Carbon Steel SA 249 Grade B*

Jumlah tangki : 1 buah



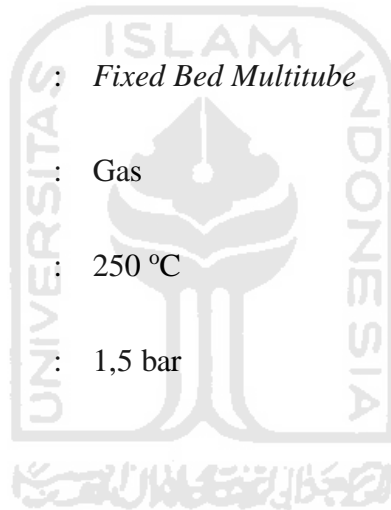
VI.2 Tangki Produk Metil Etil Keton (T-02)

Kode	:	T-02
Fungsi	:	Menyimpan produk Metil etil keton selama 15 hari dengan kapasitas 7766,514 kg/jam
Bentuk	:	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas	:	4465 m ³
Temperatur <i>design</i>	:	50 °C
Tekanan <i>design</i>	:	1,2 bar
Kondisi	:	Cair
Spesifikasi Tangki		
- Diameter <i>shell</i>	:	24,384 m
- Tinggi <i>shell</i>	:	10,973 m
- Tinggi atap	:	2,936 m
- Tinggi total	:	14,3629 m
- Tebal <i>shell</i>	:	0,41 in
- Bahan	:	<i>Carbon Steel SA 249 Grade B</i>
Jumlah tangki	:	1 buah



VI.3 Reaktor (R-01)

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan 2- Butanol sebanyak 8911,119 kg/jam dengan bantuan katalis Tembaga (Cu) menjadi Metil etil keton sebanyak 7837,787 kg/jam.
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fase	: Gas
Suhu Operasi	: 250 °C
Tekanan operasi	: 1,5 bar
Spesifikasi reaktor	
- Diameter	: 1,385 m
- Tinggi	: 4,17 m
- Volume	: 1485 m ³
- Tebal <i>Head</i>	: 0,001 m
- Banyak Tube	: 885 buah
Menggunakan pemanas	: Dowtherm



Katalisator : Tembaga (Cu)
Jumlah : 1 buah
Bahan : *Stainless Steel SA 17 tipe 316*

VI.4 Menara Distilasi (MD-01)

Kode : MD-01
Fungsi : Memisahkan Metil etil keton dan 2- Butanol
berdasarkan titik didih
Tipe : *Sieve Tray*
Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
Tekanan *design* : 1,2 bar
Tekanan operasi : 1,1 bar
Suhu operasi
- Atas : 82 °C
- Bawah : 100 °C
Aliran : *Crossflow (single pass)*
Diameter menara : 2,438 m

Tinggi menara : 21,613 m

Tebal *Shell*

- Tebal *Enriching* : 0,2196 in

- Tebal *Stripping* : 0,2383 in

Tebal *plate* : 5 mm

Tray spacing : 0,3 m

Jumlah *Tray* : 60

Tray umpan : 43



IV.3 Vaporizer (VP-01)

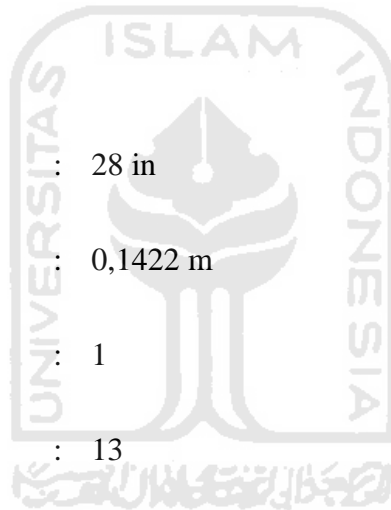
Kode	: VP-01
Fungsi	: Memanaskan dan menguapkan 2- Butanol sebanyak 8956,091 kg/jam dengan menggunakan pemanas dowtherm
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger, counter flow</i>
Luas perpindahan panas	: 70,521 m ²

Dimensi *Shell*

- ID	: 28 in
- <i>Baffle spacing</i>	: 0,1422 m
- <i>Passes</i>	: 1
- Jumlah Baffle	: 13

Dimensi *Tube*

- OD	: 0,75 in
- ID	: 0,58 in
- BWG	: 14
- Panjang <i>tube</i>	: 6 ft
- Susunan <i>tube</i>	: <i>Triangular pitch</i>



- Jumlah *tube* : 649 buah

Clean overall coefficient : 2,139322835 kJ / m² s K

Dirty overall coefficient : 0,8 kJ / m² s K

Fouling factors : 0,79162 m²sK/kJ

Pressure drop

- ΔP_{shell} : 0,0045875 bar

- ΔP_{tube} : 0,00018843 bar

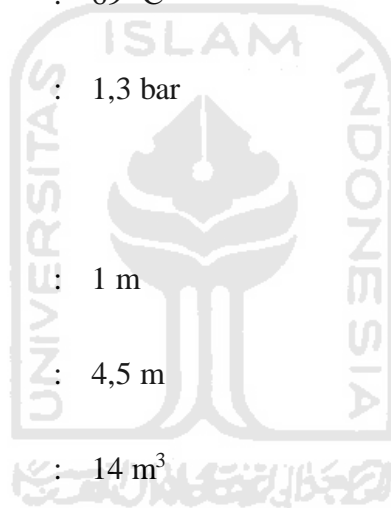


IV.4 Separator (SP-01)

Kode	:	SP-01
Fungsi	:	Memisahkan fase uap dan fase cair yang keluar dari <i>Vaporizer</i> (VP-01)
Tipe	:	<i>Silinder Vertical</i>
Kondisi operasi		
- Suhu	:	114°C
- Tekanan	:	1,7 bar
Spesifikasi		
- Diameter	:	1 m
- Tinggi	:	4,5 m
- Volume	:	14 m ³
- Tebal <i>Shell</i>	:	0,1547 in
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>

IV.5 Separator (SP-02)

Kode	:	SP-02
Fungsi	:	Memisahkan fase uap dan fase cair yang keluar dari kondensor (CD-01)
Tipe	:	<i>Silinder Vertical</i>
Kondisi operasi		
- Suhu	:	69 °C
- Tekanan	:	1,3 bar
Spesifikasi		
- Diameter	:	1 m
- Tinggi	:	4,5 m
- Volume	:	14 m ³
- Tebal <i>Shell</i>	:	0,1547 in
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 240 grade A</i>



IV.6 Waste Heat Boiler (WHB)

Kode : WHB

Fungsi : Mendinginkan keluaran dari Reaktor (R-01)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Luas perpindahan panas : 12,258 m²

Dimensi *Shell*

- ID : 8 in

- *Passes* : 1

Dimensi *Tube*

- OD : 0,75 in

- ID : 0,58 in

- BWG : 14

- Panjang *tube* : 16 ft

- Susunan *tube* : *Triangular pitch*

- Jumlah *tube* : 42 buah

Clean overall coefficient : 2,02522 kJ /m² s K

Dirty overall coefficient : 0,70177183 kJ /m² s K

Fouling factors : 0,93119187 m² s K/KJ

Pressure drop

- ΔP_{tube} : 0,961973 Bar



IV.7 Condensor 01 (CD-01)

Kode	: CD-01
Fungsi	: Mengembunkan produk dari Reaktor (R-01)
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Fluida dingin	: Air pendingin sebanyak 66664,304 kg/jam
Luas perpindahan panas	: 101,568 m ²

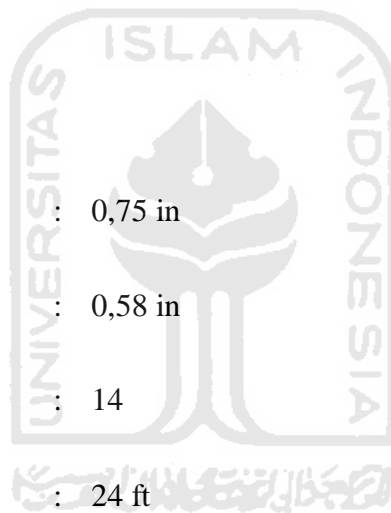
Spesifikasi *Tube*

- OD : 0,75 in
- ID : 0,58 in
- BWG : 14
- Panjang *tube* : 24 ft
- Jumlah *tube* : 232

Spesifikasi *Shell*

- Diameter *shell* : 18 in
- Jumlah baffle : 16
- *Baffle spacing* : 0,4572 m

Clean overall coefficient : 0,72444 kJ / m² s K



Dirty overall coefficient : 0,453117902 kJ / m² s K

Dirt factor design : 0,82656 m² s K / kJ

Pressure drop

- ΔP_{tube} : 6,4935E-07 bar

- ΔP_{shell} : 0,834732963 bar



IV.8 *Heat Exchanger 01 (HE-01)*

Kode : HE-01

Fungsi : Memanaskan umpan masuk Reaktor dari 114 °C ke 250 °C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

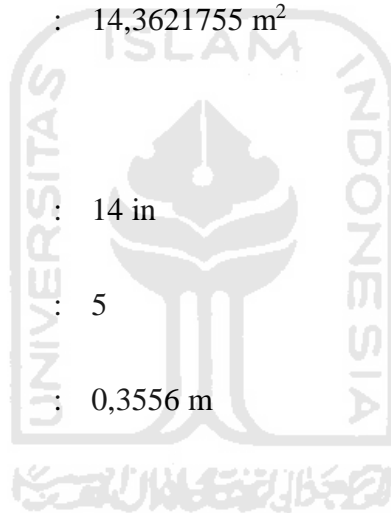
Luas perpindahan panas : 14,3621755 m²

Dimensi *Shell*

- ID : 14 in
- Jumlah Baffle : 5
- *Baffle spacing* : 0,3556 m

Dimensi *Tube*

- OD : 0,75 in
- ID : 0.58 in
- BWG : 14
- Susunan *tube* : *Triangular pitch*
- *Tube pitch* : 1,5625 in
- Panjang *tube* : 6 ft



- Jumlah *tube* : 130 buah

- *Passes* : 1

Clean overall coefficient : 0,71391 kJ / m² s K

Dirty overall coefficient : 0,979123658 kJ / m² s K

Fouling factors : 0,71391 m² s K / kJ

Pressure drop

- ΔP_{shell} : 0,011485473 bar

- ΔP_{tube} : 0,056829528 bar



IV.9 *Condensor 02 (CD-02)*

Kode : CD-02

Fungsi : Mengembunkan hasil atas Menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Fluida dingin : Air pendingin sebanyak 49982,203 kg/jam

Luas perpindahan panas : 74,03672 m²

Spesifikasi *Tube*

- OD : 1 in
- ID : 0,83 in
- BWG : 14
- Panjang *tube* : 24 ft
- Jumlah *tube* : 163

Spesifikasi *Shell*

- Diameter *shell* : 19,3 in
- Jumlah baffle : 15
- *Baffle spacing* : 0,4889 m

Clean overall coefficient : 0,64732 kJ / m² s K

Dirty overall coefficient : 0,70000 kJ / m² s K

Dirt factor design : 0,29108 m² s K / kJ

Pressure drop

- ΔP_{tube} : 0,00026985 Bar

- ΔP_{shell} : 0,009512781 Bar



IV.10 *Heat Exchanger* (HE-02)

Kode : HE-01

Fungsi : Memanaskan umpan masuk menuju Menara
Destilasi dari 69 °C ke 84 °C

Tipe : *Double Pipe*

Luas perpindahan panas : 1,19324 m²

Dimensi Pipa Luar

- OD : 2,38 in

- ID : 2,067 in

- Sch Number : 40

Dimensi Pipa Dalam

- OD : 1,66 in

- ID : 1,38 in

- Sch Number : 40

Kebutuhan Pipa

- Panjang Total Pipa : 4,572 m

- Jumlah Pipa : 2

Clean overall coefficient : 1,32150 kJ / m² s K

Dirty overall coefficient : 0,68711858 kJ / m² s K

Fouling factors : 0,69864 m² s K / kJ

Pressure drop

- ΔP_{luar} : 0,00055272 Bar

- ΔP_{dalam} : 0,218877393 Bar



IV.11 Cooler 01 (CL-01)

Kode : CL-01

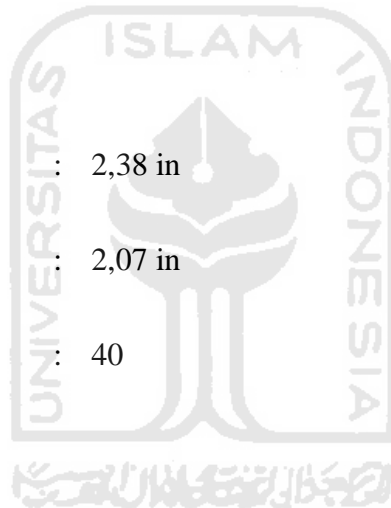
Fungsi : Mendinginkan keluaran dari hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dari suhu 82 °C menjadi 50°C

Tipe : *Double pipe*

Luas perpindahan panas : 6,946 m²

Dimensi Pipa Luar

- OD : 2,38 in
- ID : 2,07 in
- Sch Number : 40



Dimensi Pipa Dalam

- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- Sch Number : 40

Kebutuhan Pipa

- Panjang Pipa : 4,572 m

- Jumlah Pipa : 8 buah

Clean overall coefficient : 1,697 kJ /m² s K

Dirty overall coefficient : 0,814 kJ /m² s K

Fouling factors : 0,63903 m² s K / kJ

Pressure drop

- ΔP_{anulus} : 0,134 Bar

- $\Delta P_{inner\ pipe}$: 0,382 Bar



IV.12 *Reboiler 01 (RB-01)*

Kode : RB-01

Fungsi : Memanaskan dan menguapkan *bottom* Menara distilasi (MD-01) sebanyak 17237,404 kg/jam menggunakan Steam jenuh

Tipe : *Kettle Reboiler*

Luas transfer panas : 210,043 m²

Spesifikasi *Tube*

- OD : 0,75 in
- ID : 0,58 in
- BWG : 14
- *Tube pitch* : 1,25 in triangular pitch
- Jumlah *tube* : 736 buah

Spesifikasi *Shell*

- ID : 39 in
- *Passes* : 2
- L : 16 ft

Clean overall coefficient : 0,39582 kJ /m² s K

Dirty overall coefficient : 0,244450433 kJ /m² s K

Dirt factor : 1,56441 m² s K/kJ

Pressure drop

- ΔP_{tube} : 0,007731 Bar



IV.13 Accumulator 01 (ACC-01)

Kode	:	ACC-01
Fungsi	:	Menampung kondensat dari CD-01 pada Menara distilasi (MD-01) untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.
Kapasitas	:	4,725 m ³
Jenis	:	Tangki silinder dengan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Tekanan <i>design</i>	:	1,1 bar
Dimensi		
- Diameter	:	1,5 m
- Ltotal	:	4,5 m
Waktu tinggal	:	10 menit
Jumlah	:	1 buah

IV.14 Pompa (P-01)

Kode	:	P-01
Fungsi	:	Mengalirkan bahan baku 2- Butanol ke T-01
Jenis	:	<i>Centrifugal pump, single suction, single-stage</i>
<i>Impeller</i>	:	<i>Radial Flow</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	:	0,0133 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	:	11,382 m
Efisiensi pompa	:	70%
Dimensi		
- ID	:	5,047 in
- <i>Schedule No.</i>	:	40
<i>Power</i> motor	:	3 HP
Jumlah	:	1

IV.15 Pompa (P-02)

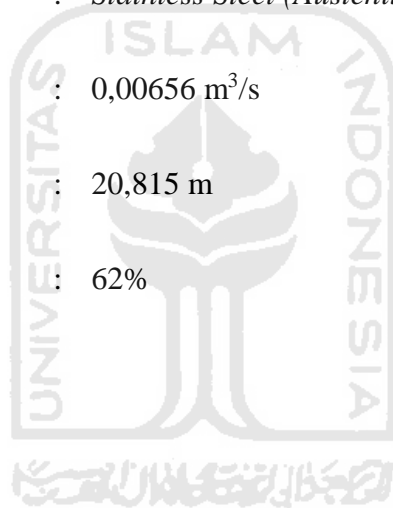
Kode	:	P-02
Fungsi	:	Mengalirkan dan menaikkan tekanan dari T-01 ke Vaporizer (VP-01)
Jenis	:	<i>Centrifugal pump, single suction, single-stage</i>
<i>Impeller</i>	:	<i>Radial Flow</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	:	0,0028 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	:	10,644 m
Efisiensi pompa	:	60%
Dimensi		
- ID	:	3,068 in
- <i>Schedule No.</i>	:	40
<i>Power</i> motor	:	0,75 HP
Jumlah	:	1

IV.16 Pompa (P-03)

Kode	: P-03
Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah Separator 02 (SP-02) ke Menara distilasi (MD-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single suction, single-stage</i>
<i>Impeller</i>	: <i>Radial Flow</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	: 0,0033 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	: 5,194 m
Efisiensi pompa	: 60%
Dimensi	
- ID	: 3,068 in
- <i>Schedule No.</i>	: 40
<i>Power</i> motor	: 0,5 HP
Jumlah	: 1

IV.17 Pompa (P-04)

Kode	:	P-04
Fungsi	:	Mengalirkan hasil dari accumulator ke puncak Menara destilasi
Jenis	:	<i>Centrifugal pump, single suction, multi-stage</i>
<i>Impeller</i>	:	<i>Radial Flow</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	:	0,00656 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	:	20,815 m
Efisiensi pompa	:	62%
Dimensi		
- ID	:	4,026 in
- <i>Schedule No.</i>	:	40
<i>Power</i> motor	:	5 HP
Jumlah	:	1



IV.18 Pompa (P-05)

Kode	: P-05
Fungsi	: Memompa residu reboiler ke vaporizer
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single suction, single-stage</i>
<i>Impeller</i>	: <i>Radial Flow</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	: 0,00036 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	: 6,87 m
Efisiensi pompa	: 38%
Dimensi	
- ID	: 1,38 in
- <i>Schedule No.</i>	: 40
<i>Power</i> motor	: 0,5 HP
Jumlah	: 1

IV.19 Pompa (P-06)

Kode	: P-06
Fungsi	: Memompa produk dari tangka penyimpanan ke tangki penjualan
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single suction, single-stage</i>
<i>Impeller</i>	: <i>Radial flow</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel (Austenitic) AISI type 316</i>
Kapasitas	: 0,01333 m ³ /s
<i>Head</i> pompa	: 4,45 m
Efisiensi pompa	: 70%
Dimensi	
- ID	: 5,047 in
- <i>Schedule No.</i>	: 40
<i>Power</i> motor	: 1,5 HP
<i>Power</i> pompa	: 1,0761 HP
Jumlah	: 1

BAB VII

UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

VII.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Metil etil keton ini, sumber air yang digunakan berasal dari air Sungai Cibeber. Adapun penggunaan air sungai tersebut sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin
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 (*Boiler Feed Water*)
Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :
 - a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air Sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

VII.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai zat penetralisasi.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar

dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

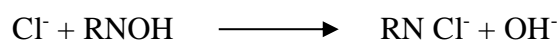
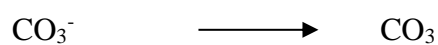
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

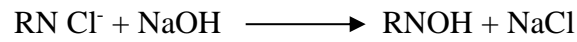
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (*anion*) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^{-} dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi 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 dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

VII.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Berikut data kebutuhan air pembangkit *steam* dapat dilihat pada Tabel VII.1.

Tabel VII.1. Kebutuhan air pembangkit steam

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
Reboiler	4496,968
HE-02	148,046
VP-01	3900,887 —
TOTAL	8545,901
WHB	785,831
TOTAL	7760,073

Air pembangkit *steam* 90% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga *make up steam*

$$= 10\% \times 7760,073 \text{ kg/jam}$$

$$= 776,0073 \text{ kg/jam}$$

2. Air Pendingin

Berikut data kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel VII.2.

Tabel VII.2. Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (Kg/Jam)
CD-01	66664,3045
CD-02	89314,8851
CL -01	14528,4315
TOTAL	170507,621

Air pembangkit pendingin 87,5% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 12,50%, sehingga *make up* pendingin

$$= 12,50 \% \times 170507,621 \text{ kg/jam}$$

$$= 21313,452 \text{ kg/jam}$$

3. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 150 kg/hari (Sularso, 2000)

Jumlah karyawan = 180 orang

Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga dapat dilihat pada

Tabel VII.3 sebagai berikut:

Tabel VII.3. Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Kantor	1093,750
2	Perumahan	375
3.	Layanan Umum (Kebersihan,Pertamanan,dll)	1468,750
	TOTAL	2937,500

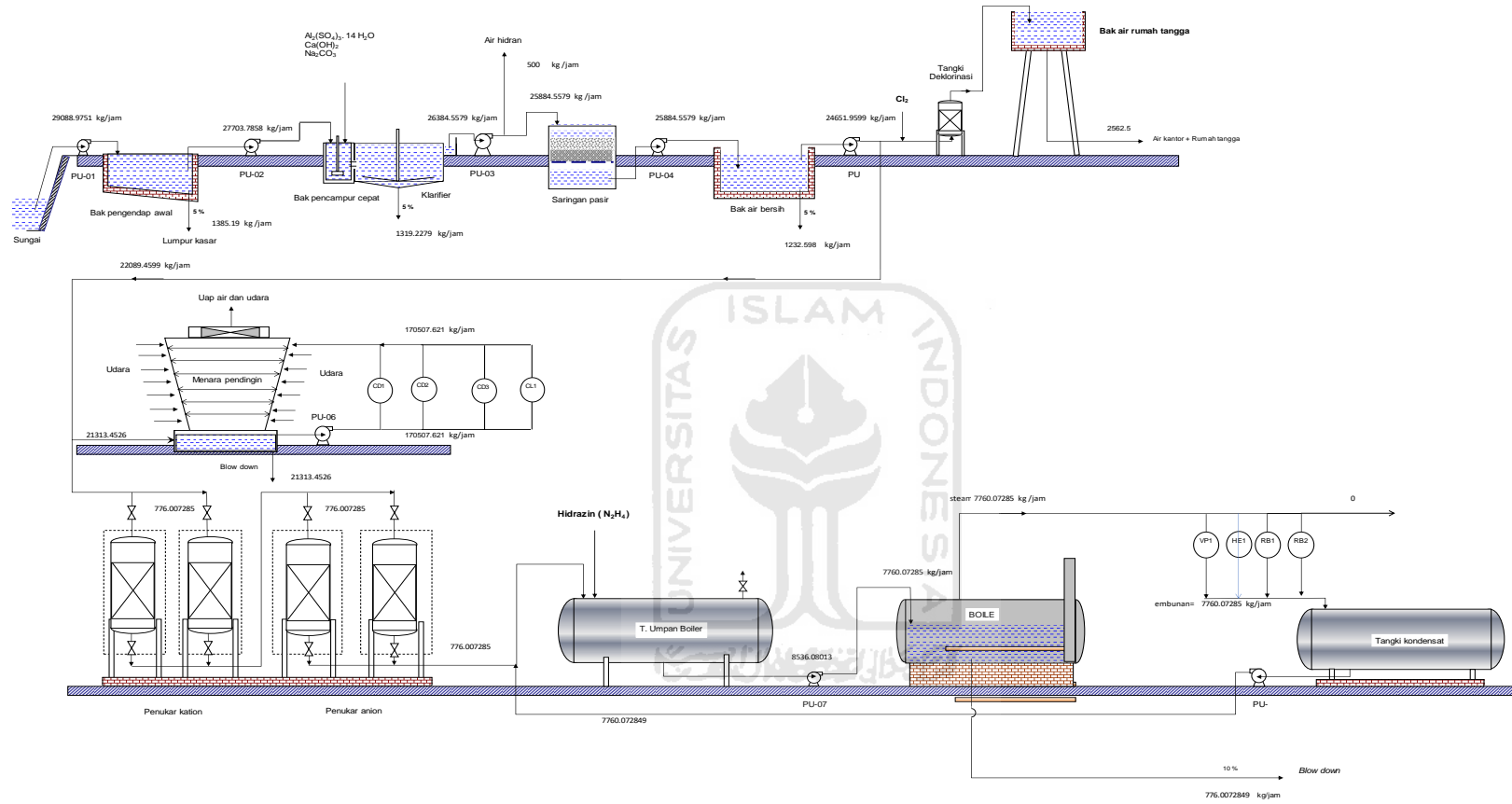
Kebutuhan air total

$$= (1093,750 + 375 + 1468,750) \text{ kg/jam}$$

$$= 2937,500 \text{ kg/jam}$$

Diambil angka keamanan 10%

$$= 10\% \times 2937,500 = 293,75 \text{ kg/jam}$$



Gambar VII 1. Diagram Alir Utilitas

VII.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 7760,073kg/jam

Jenis : *Boiler Lorong Api*

Jumlah : 1 buah

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam *boiler Lorong Api*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 32°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 100 kPa, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

VII.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk Penggerak Motor = 75,130 kW
- b. Listrik untuk keperluan Lab, Rumah tangga , Kontrol dan alat Instrumentasi & dll =1000kW

Total kebutuhan listrik adalah 1100 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

VII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan LNG sebanyak 496,50871 L/jam.

VII.5. Unit Pengolahan Dowtherm

Dowtherm yang digunakan oleh alat proses Heat Exchanger dan Reaktor dipanaskan Kembali menggunakan furnace. Total dowtherm yang dipanaskan sebanyak 189924,935kg/jam.

VII.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

VII.6.1 Limbah Cair

Sumber-sumber limbah cair pabrik Metil etil keton meliputi:

1. Limbah proses

Berupa limbah cair yaitu senyawa organik yang terakumulasi pada akhir proses yang tidak dapat digunakan kembali. Pada pabrik pembuatan metil etil keton ini, limbah proses berupa air yang mengandung 9,334 % Pengolahan limbah cair menggunakan proses.

Tahapan - tahapan pengolahan limbah proses cair adalah sebagai berikut :

a. Pengolahan Primer

Tahap pengolahan primer limbah cair sebagian besar adalah berupa proses pengolahan secara fisika.

1) Pengendapan

Air limbah proses ditampung pada bak penampungan awal untuk ditampung sementara kemudian air limbah dialirkan pada bak pengendapan. Bak pengendapan berfungsi untuk mengendapkan padatan terlarut dari air limbah. Koagulan yang digunakan untuk mengendapkan partikel adalah $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$. Air limbah yang telah bersih dari endapan kemudian di alirkan kedalam bak penetralisasi.

2) Netralisasi

Pengolahan ini dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula limbah cair diumpukan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

a) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai koagulan.

b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai zat penetralisasi.

Air limbah dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan Na_2CO_3 sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

b. Pengolahan Sekunder

Tahap pengolahan sekunder merupakan proses pengolahan secara biologis, yaitu dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat merngurai/ mendegradasi bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan umumnya adalah bakteri aerob. Metode yang digunakan adalah *activated sludge* dengan tujuan untuk lebih menetralsasi sisa asam yang masih ada. Pada metode *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair disalurkan ke sebuah tangki dan didalamnya limbah dicampur dengan lumpur yang kaya akan bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung didalam tangki tersebut selama beberapa jam, dibantu dengan pemberian gelembung udara aerasi (pemberian oksigen). Aerasi dapat mempercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah. Selanjutnya, limbah disalurkan ke tangki

pengendapan untuk mengalami proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan kembali ke tangki aerasi. Limbah yang telah melalui proses ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

c. Pengolahan Tersier

Pengolahan tersier dilakukan jika setelah pengolahan primer dan sekunder masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan dan nilai pH belum memenuhi spesifikasi. Contoh metode pengolahan tersier yang dapat digunakan adalah metode saringan pasir, saringan multimedia, *precoal filter*, *microstaining*, *vacum filter*, penyerapan dengan karbon aktif, pengurangan besi dan mangan, dan osmosis bolak-balik.

d. Desinfeksi

Desinfeksi bertujuan untuk membunuh atau mengurangi mikroorganisme patogen yang ada dalam limbah cair. Mekanisme desinfeksi dapat secara kimia yaitu dengan menambahkan senyawa tertentu atau dengan perlakuan fisik. Zat yang umum digunakan dalam pengolahan ini adalah klorin (Cl_2) maupun kaporit ($\text{Ca}(\text{ClO})_2$).

2. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan limbah B3 dikirim ke PPLI Cileungsi, Bogor, Indonesia. Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *bio septic tank* mengingat limbah yang dihasilkan tidak menghasilkan BOD yang tinggi.

3. Limbah domestik dan kantor

Diperkirakan air buangan tiap orang untuk :

- Domestik = 15 L/hari (Metcalf, 1991)

- Kantor = 30 L/hari (Metcalf, 1991)

Jumlah karyawan = 180 orang

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor

$$= 180 \times ((15 + 30) \text{ L/hari} \times (1 \text{ hari} / 24 \text{ jam})) = 337,5 \text{ L/jam}$$

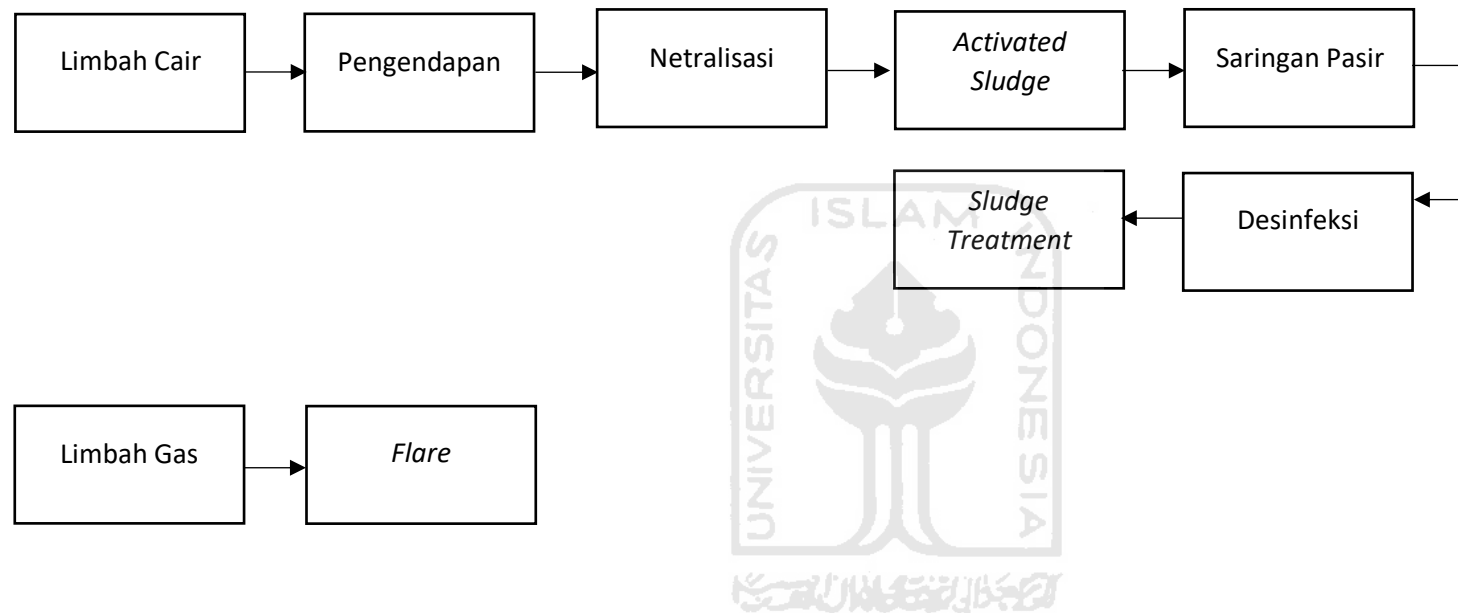
VII.6.2 Limbah Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

1. Dibuat stack / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap.
2. Gas-gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan *flare*.

Adapun sistem pengolahan limbah baik limbah cair, padat, maupun gas dapat ditunjukkan pada Gambar VII.2.





Gambar VII 2 Diagram Alir Sistem Pengolahan Limbah

BAB VIII

LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain – lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik asam akrilat ini berlokasi di daerah Karawang, Jawa Barat Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

Berdasarkan faktor tersebut maka lokasi pabrik MEK yang dipilih di Karawang, Jawa Barat dengan pertimbangan :

1. Tersedianya bahan baku

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan MEK adalah 2- Butanol yang diimpor dari BASF Petronas Kuantan, Malaysia karena di Indonesia sendiri belum tersedia 2 - Butanol. Total kapasitas produksi 2- Butanol di BASF

Petronas mencapai 160.000 ton/tahun. Besarnya kapasitas produksi 2- Butanol dari BASF Petronas mampu memenuhi kebutuhan 2- Butanol yang diperlukan dalam produksi MEK. Sehingga lokasi pabrik hendaknya berada dekat dengan pelabuhan sehingga dapat mengurangi biaya transportasi dari pabrik ke kapal pengangkut ataupun sebaliknya.

2. Letak daerah pemasaran

Untuk mengurangi biaya transportasi serta mempermudah dalam penjualan produk, maka faktor pemasaran perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik. Oleh karena itu, dalam perencanaan pendirian pabrik diusahakan dekat dengan pabrik yang membutuhkan produk ini. Metil etil keton banyak digunakan oleh industri kimia yang berada di kawasan industri Karawang, daerah Jabodetabek, Jawa Barat, maupun daerah Jawa lainnya. Selain itu bahan baku pembuatan Metil etil keton ini diimpor dari luar negeri yaitu BASF Petronas, maka lokasi pabrik hendaknya berada dekat dengan pelabuhan sehingga dapat mengurangi biaya.

3. Fasilitas Transportasi

Faktor transportasi perlu diperhatikan dalam merencanakan lokasi pendirian pabrik, yaitu transportasi bahan baku dan transportasi produk. Jarak lokasi pabrik dengan pasar harus dapat dijangkau. Dengan lancarnya transportasi dari lokasi pabrik dengan lokasi pemasaran produk maka produktifitas pabrik akan berjalan lancar. Begitu juga dengan komunikasi yang lancar akan meningkatkan produktifitas pabrik tersebut, oleh sebab itu lokasi pabrik yang akan dibangun harus memiliki jaringan telepon agar hubungan dari luar kedalam pabrik dan dari

dalam keluar dapat berjalan lancar. Daerah Karawang dekat dengan pelabuhan serta memiliki jalan tol dan jalan raya yang menghubungkan berbagai kota di pulau Jawa sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

4. Utilitas

Utilitas yang diperlukan meliputi tenaga listrik, air dan bahan bakar. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari PLN. Kebutuhan air umum dan sanitasi dapat diambil dari Sungai Citarum yang berada di kawasan industri, sedangkan untuk kebutuhan air pendingin proses diambil dari Sungai Citarum. Kebutuhan bahan bakar untuk Generator yang berupa solar dapat diperoleh dari Pertamina.

5. Tersedianya tenaga kerja

Tenaga kerja di Indonesia khususnya daerah Karawang sendiri cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak terlalu sulit memperolehnya. Tersedianya sarana pendidikan dari tingkat sekolah dasar hingga perguruan tinggi akan memenuhi kebutuhan tenaga kerja yang berkompeten. Masyarakat juga sudah terbiasa dalam lingkungan kawasan industri sehingga membantu dalam proses adaptasi ketika bekerja di area pabrik.

VIII.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

VIII.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

VIII.2.2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

VIII.2.3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

1. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada

Tabel VIII.1 :

Tabel VIII.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No	nama bangunan	harga/m2	luas m2	Rp
1,	Area proses	1 500 000	2000	3.000.000.000
2,	Area Perluasan	1 500 000	4000	6.000.000.000
3,	Area parkir Truk	1 250 000	230	287.500.000
4,	Area Parkir Karyawan dan Tamu	1 250 000	90	112.500.000
5,	Kantor administrasi	2 000 000	700	1.400.000.000
6,	Pos Keamanan	1 500 000	45	67.500.000
7	<i>Healty,Safety,Environment</i>	2 500 000	200	500.000.000
8	Kantin	1 500 000	150	225.000.000
9	Gudang	1 500 000	200	300.000.000
10	Perpustakaan	1 500 000	170	255.000.000
11	Pemadam	1 500 000	200	300.000.000
12	Poliklinik	2 500 000	170	425.000.000
13	Bengkel	1 500 000	300	450.000.000
14	Tempat ibadah	2 500 000	100	250.000.000
15	Laboratorium	2 500 000	250	625.000.000
16	Tempat Pengolahan Limbah	1 500 000	250	375.000.000
17	Kantor utilitas	2 500 000	1000	2.500.000.000
18	Taman	1 500 000	1200	1.800.000.000
19	Kantor Teknik dan Produksi	2 500 000	500	1.250.000.000
	Total		11.755	19.470.000.000

2. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

b. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. Pencahayaan

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

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

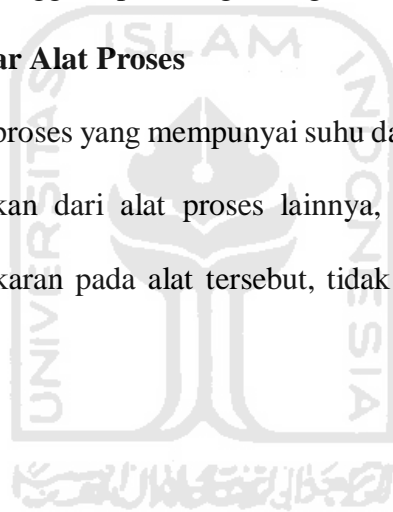
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan Ekonomi

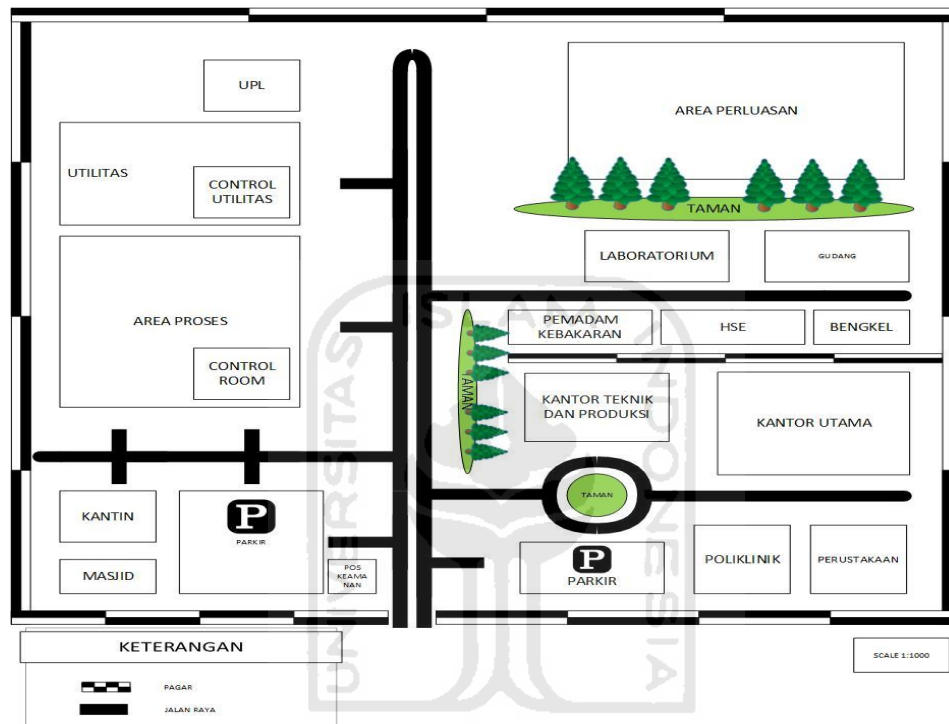
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

f. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



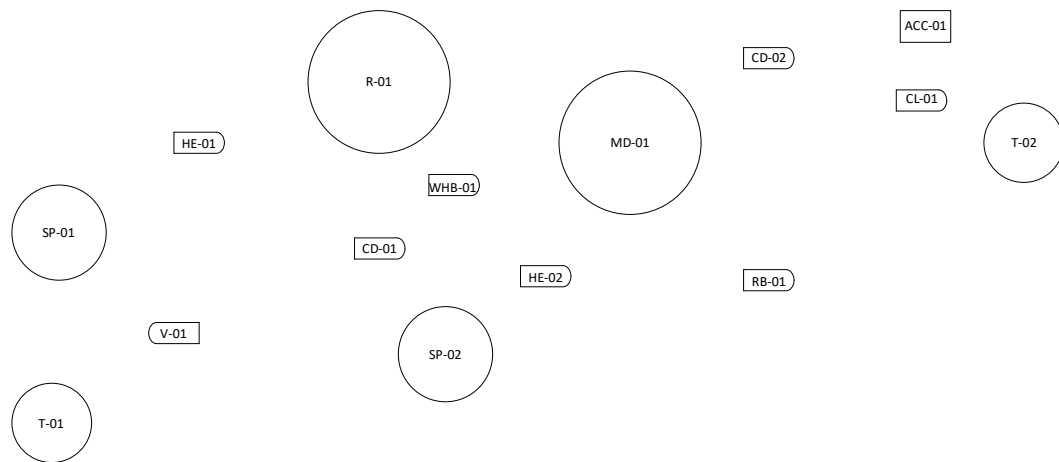
LAY OUT PABRIK METIL ETIL KETON



Gambar VIII 1 Lay Out Pabrik Skala 1 : 1000

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|--|
| 1. Pos Keamanan | 11. Area Proses |
| 2. Klinik | 12. Area Utilitas |
| 3. Masjid | 13. Laboratorium |
| 4. Kantin | 14. <i>Healty, Safety, Environment</i> |
| 5. Kantor Teknik dan Produksi | 15. Bengkel |
| 6. Kantor Utama | 16. Pemadam kebakaran |
| 7. Parkir Karyawan dan Tamu | 17. Gudang |
| 8. Parkir Truk | 18. Tempat Pengolahan Limbah |
| 9. Perpustakaan | 19. Jalan |
| 10. Area Perluasan | 20. Taman |



Gambar VIII 2Lay Out Pabrik 1:1000

1. *Waste Heat Boiler (WHB-01)*
2. *Separator (SP-01)*
3. *Heat Exchanger-02 (HE-020)*
4. *Reaktor (R-01)*
5. *Menara Distilasi (MD)*
6. *Vaporizer (VP-02)*
7. *Separator (SP-02)*
8. *Heat Exchanger-01 (HE-01)*
9. *Cooler-01 (CL-01)*
10. *Condensor-01 (CD-01)*
11. *Condensor-02 (CD-02)*
12. *Tangki-01 A - (T-01)*
13. *Tangki-02 A - (T-02)*
14. *Reboiler (RB)*
15. *Accumulator (ACC)*

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Metil etil keton ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana setiap *partner* perusahaan turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut. Pemilik saham berarti orang yang telah menyetorkan modal keperusahaan, sehingga pemilik saham dapat juga dikatakan memiliki perusahaan. Pemegang saham dalam perseroan terbatas hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

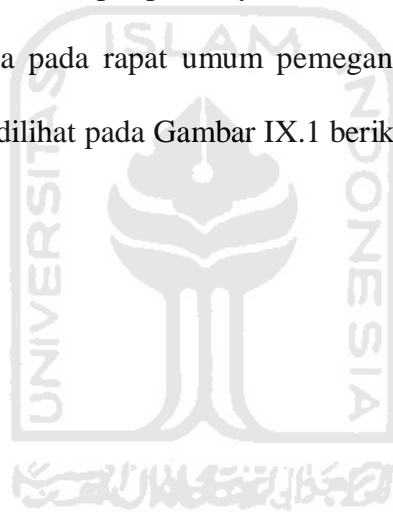
IX.2 Struktur Organisasi

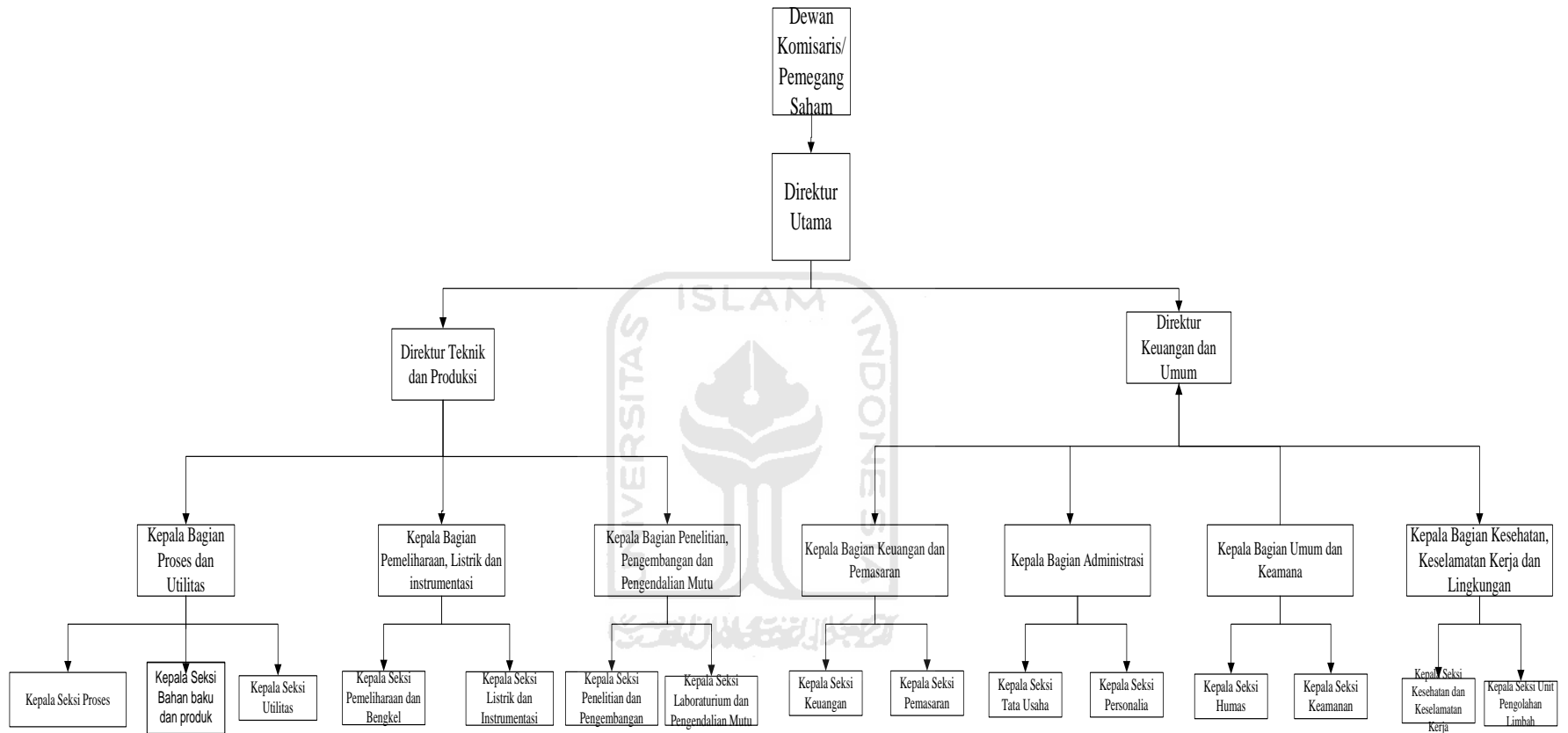
Suatu pabrik yang ingin dijalankan dengan proses yang baik, maka diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang Saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Utama

- d. Direktur Teknik dan Produksi
- e. Direktur Keuangan dan Umum
- f. Kepala Bagian
- g. Kepala Seksi
- h. Karyawan dan Operator,

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham. Berikut Bagan Struktur Organisasi dapat dilihat pada Gambar IX.1 berikut ini





Gambar IX 1 Struktur Organisasi

IX.3 Tugas dan Wewenang

A. Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah sejumlah 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 Utama
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

B. 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

C. 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

kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

D. Kepala Bagian

Tugas Kepala Bagian secara umum adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

a) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

b) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

c) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

d) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

e) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

f) Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

g) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

h) Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-

masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

- **Kepala Seksi Proses**

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

- **Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

- i) **Kepala Seksi Utilitas**

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

- j) **Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

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

- k) **Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

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

- l) **Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

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

- m) **Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu**

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

n) Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

o) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

p) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

q) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

r) Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

s) Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

t) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

u) Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

IX.4 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*.

1. Jam kerja karyawan *non-shift*

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 12.30 – 15.00

Istirahat : 12.00 – 12.30

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

2. 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 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 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 IX.1 sebagai berikut :

Tabel IX.1. Jadwal kerja masing-masing regu

Regu/Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
2	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
3	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
4	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S

Keterangan :

P = *Shift* Pagi

M = *Shift* Malam

S = *Shift* Siang

L = Libur

IX.5 Perincian Tugas Dan Keahlian

Berikut Jabatan dan Prasyarat karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.2.

Tabel IX.2. Jabatan Dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur Utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
Direktur Teknik Dan Produksi	S-1/S-2 Teknik Kimia
Direktur Keuangan Dan Umum	S-1/S-2 Ekonomi
Kepala Bagian Proses Dan Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik Dan Instrumentasi	S-1 Teknik Industri
Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan Dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Keuangan Dan Pemasaran	S-1 Ekonomi

Tabel IX.3. Jabatan Dan Prasyarat (Lanjutan)

Jabatan	Prasyarat
Kepala Bagian Administrasi	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Umum Dan Keamanan	S-1/Sma
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja Dan Lingkungan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Bahan Baku Dan Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan Dan Bengkel	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Listrik Dan Instrumensasi	S-1 Teknik Elektro
Kepala Seksi Penelitian Dan Pengembangan	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium Dan Pengendalian Mutu	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Pemasaran	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Tata Usaha	S-1/Sma/Smea
Kepala Seksi Personalia	S-1 Hukum
Kepala Seksi Humas	S-1 Fisip
Kepala Seksi Keamanan	S-1/Smu
Kepala Seksi K3	S-1/Teknik Kimia
Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah	S-1 Teknik Kimia
Karyawan Lain	SMU
Satpam	SMU
Sekretaris	S-1 / SMU
Medis	Dokter
Paramedis	D3 Perawat
Sopir	SMU
Cleaning Service	SMU

IX.6 Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.3 sebagai berikut:

Tabel IX.4. Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	30.000.000
Kepala Bagian	7	20.000.000	140.000.000
Kepala Seksi	15	20.000.000	300.000.000
Karyawan Proses	48	9.000.000	432.000.000
<i>Health, Safety, Enviroment</i>	6	5.500.000	33.000.000
Karyawan lain	53	5.000.000	265.000.000
Satpam	15	6.500.000	59.250.000
Sekretaris	5	5.500.000	27.500.000
Medis	4	6.000.000	24.000.000
Paramedis	3	6.000.000	18.000.000
Sopir	6	5.500.000	23.700.000
Cleaning Service	15	4.000.000	59.250.000
Total	180	202.000.000	1.625.500.000

IX.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun.

Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

4. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

5. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja (kecelakaan kerja) ditanggung oleh perusahaan sesuai Undang-Undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur kebijakan perusahaan.

6. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang.

IX.8 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan suatu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi untuk menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan yang direncanakan dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selanjutnya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar tidak terjadi penyimpangan. Perencanaan ini sangat erat kaitannya sesuai dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

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*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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*)

X.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Metil etil keton beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2024. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa pada Tabel.

- CEP Indeks 1987 =320
- CEP Indeks 2003 = 390,3
- CEP Indeks 2024 =1800

(Peters M.S., K.D. Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical

Engineers" (2003)

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Garrtett, E. D., "Chemical Engineering Economics", Van Nostrand Reinhold,
New York, (1989)

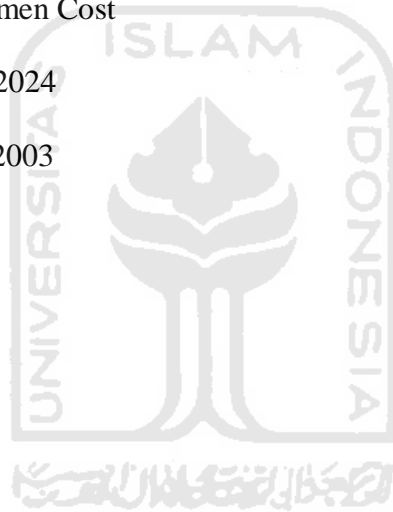
Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2024

Ey : Equipment Cost

Nx : CEP 2024

Ny : CEP 2003



Tabel X. 1. Daftar harga alat pada Tahun 2024

No	Nama alat	Kode	Harga satuan	Jumlah	Harga total
			\$		\$
1,	Akumulator	AC-01	55 342,	1,	55 342,
2,	Distilasi	MD-01	1 383 551,	1,	1 383 551,
3,	Heat Exchanger	HE-01	50 730,	1,	50 730,
4,	Heat Exchanger	HE-02	13 559,	1,	13 559,
5,	Kondensor Parsial	CD-01	92 237,	1,	92 237,
6,	Kondensor	CD-02	87 625,	1,	87 625,
7,	Pendingin	CL-02	37 868,	1,	37 868,
8,	Pompa	P-01	18 909,	1,	18 909,
9,	Pompa	P-02	10 248,	1,	10 248,
10,	Pompa	P-03	12 461,	1,	12 461,
11,	Pompa	P-04	18 447,	1,	18 447,
12,	Pompa	P-05	3 413,	1,	3 413,
13,	Pompa	P-06	19 831,	1,	19 831,
14,	Reaktor	R-01	21 643,	1,	21 643,
15,	Reboiler	RB-01	142 967,	1,	142 967,
16,	Separator	SP-01	25 365,	1,	25 365,
17,	Separator	SP-02	59 954,	1,	59 954,
18,	Tangki	T-01	1 176 018,	1,	1 176 018,
19,	Tangki	T-02	1 176 018,	1,	1 176 018,
20,	Vaporizer	V-01	87 625,	1,	87 625,
21,	WHB	WHB	50 730,	1,	50 730,
	Harga alat				4 544 541,

X.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Metil etil keton = 60.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2024

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.699,-

Harga bahan baku (2-Butanol) = Rp 1.875.571.747.000 ,-/thn

Harga bahan pembantu :

Katalis (*Copper*) = Rp 33.364.000,00,-/thn

X.3 Perhitungan Biaya

X.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

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.

X.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *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.

X.3.3. General Expense

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

X.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

X.4.1. Percent Return On Investment

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

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

X.4.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

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.

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

X.4.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

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

X.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. 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*).
2. 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.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

X.4.5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan 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

X.4.6. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Metil etil keton memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan disajikan pada Tabel X.3 - Tabel X.15 sebagai berikut :

Tabel X. 2. *Physical Plant Cost*

Perihal	\$	Rp
Harga alat sampai ditempat	5 312 948	1 340 687 000
Instalasi alat	516 245	856 548 000
Pemipaan	16 874	1 318 864 000
Instrumentasi		
Isolasi	139 094	451 440 000
Instalasi listrik		100 552 000
Bangunan		19 470 000 000
Tanah dan perbaikan		60 000 000 000
Utilitas	368 553	6 594 354 000
Investasi fisis pabrik	6 353 714	90 132 445 000
(Physical Plant cost)		
Rekayasa dan konstruksi 20 % PPC	1 270 743	18 026 489 000
Investasi Pabrik Langsung	7 624 457	108 158 934 000

Tabel X. 3. *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Upah kontraktor (10 % DPC)	762 446	10 815 893 000
2	Biaya tak terduga (15 % DPC)	1 143 669	16 223 840 000

Tabel X. 4. *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Investasi Pabrik Langsung	7 624 457	108 158 934 000
2	Upah kontraktor (10 % DPC)	762 446	10 815 893 000
3	Biaya tak terduga (15 % DPC)	1 143 669	16 223 840 000
TOTAL FCI		9 530 572	135 198 667 000

Tabel X. 5. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Bahan baku	-	1 875 605 111 000,
2	Buruh	-	2 496 000 000,
3	Supervisi	-	374 400 000,
4	Pemeliharaan alat	667 140	9 463 907 000,
5	Persediaan alat	100 071	1 419 586 000,
6	Royalt dan patent	-	28 957 784 000,
7	Utilitas	-	31 200 354 000,
TOTAL DMC		767 211,	1 949 517 142 000,

Tabel X. 6. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Payroll overhead	-	499 200 000,
2	Laboratorium	-	499 200 000,
3	Plant overhead	-	2 496 000 000,
4	Kemasan	-	289 577 843 000,
5.	Distribusi	-	7 877 326 000,
TOTAL IMC		-	300 949 569 000,

Tabel X.7. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	953 057,	13 519 867 000,
2	<i>Propertay tax</i>	-	2 752 886 000,
3	Asuransi	95 306,	1 351 987 000,
TOTAL FMC		1 048 363	17 624 740 000,,

Tabel X.8. *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	767 211,	1 949 517 142 000,
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		300 949 569 000,
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	1 048 363,	17 624 740 000,
TOTAL MC		1 815 574,	2 268 091 451 000,

Tabel X.9. *Working Capital (WC)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>RawMaterial Inventory</i>		156 300 426 000,
2	<i>Inproses Inventory</i>	2 751,	3 436 502 000,
3	<i>Product Inventory</i>	151 298,	189 007 621 000,
4	<i>Extended credit</i>	302 596,	378 015 242 000,
5	<i>Available cash</i>	151 298,	189 007 621 000,
TOTAL WC		607 943,	915 767 412 000,

Tabel X.10. *General Expense (GE)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administrasi</i>		144 550 305 000,
2	<i>Sales expense</i>		57 820 122 000,
3	<i>Research</i>		72 275 153 000,
4	<i>Finance</i>	279 224,16	131 039 351 000,
TOTAL GE		279 224,16	405 684 931 000,

Tabel X.11. Total biaya produksi

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	1 815 574,	2 268 091 451 000,
2	<i>General Expense</i>	304 155,45	406 469 711 000,
TOTAL		2 119 729,45	2 674 561 162 000,00

Tabel X.12. *Fixed cost (Fa)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	953 057,	13 519 867 000,
2	<i>Property tax</i>		9 502 968 000,
3	Asuransi	95 306,	1 351 987 000,
TOTAL		1 048 363,	17 624 740 000,

Total Fa = Rp. 33 034 628 000,

Tabel X.13. *Variable cost (Va)*

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	-	1 875 605 111 000,
2	<i>Packing and Shipping</i>	-	289 577 843 000,
3	Utilitas	-	31 200 354 000,
4	<i>Royalties & patents</i>	-	7 877 326 000,
TOTAL Va		-	2 233 218 418 000,

Tabel X.14. *Regulated cost (Ra)*

No.	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Karyawan	-	2 496 000 000,
2	Payroll overhead	-	2 496 000 000,
3	Plant overhead	-	499 200 000,
4	Supervisi	-	374 400 000,
5	Laboratorium	-	499 200 000,
6	Pengeluaran umum	304 155,45	406 469 711 000,
7	Pemeliharaan alat	667 140,	9 463 907 000,
8	Persediaan alat	100 071,	1 419 586 000,
TOTAL Ra		1 071 366,45	423 718 004 000,

Total Ra = Rp. 439 466 019 000,

X.5 Analisa Keuntungan

Harga jual produk *Metil Etil Keton* = Rp 45.800 /kg

Penjualan = Rp 2 895 778 428 000

Keuntungan sebelum pajak = Rp.195 121 468 281,

Pajak Pendapatan = 20%

Keuntungan setelah pajak = Rp.156 097 174 281,

X.6 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 69,04\%$$

$$ROI \text{ sesudah pajak} = 65,59\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

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

$$POT \text{ sebelum pajak} = 1,27 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ sesudah pajak} = 1,32 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point (BEP)*

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

$$BEP = 45,45\%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 37,14\%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

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

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 135\,198\,667\,000$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 915\,767\,412\,000,$$

Salvage Value (SV) = Rp 79 470 000 000,

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

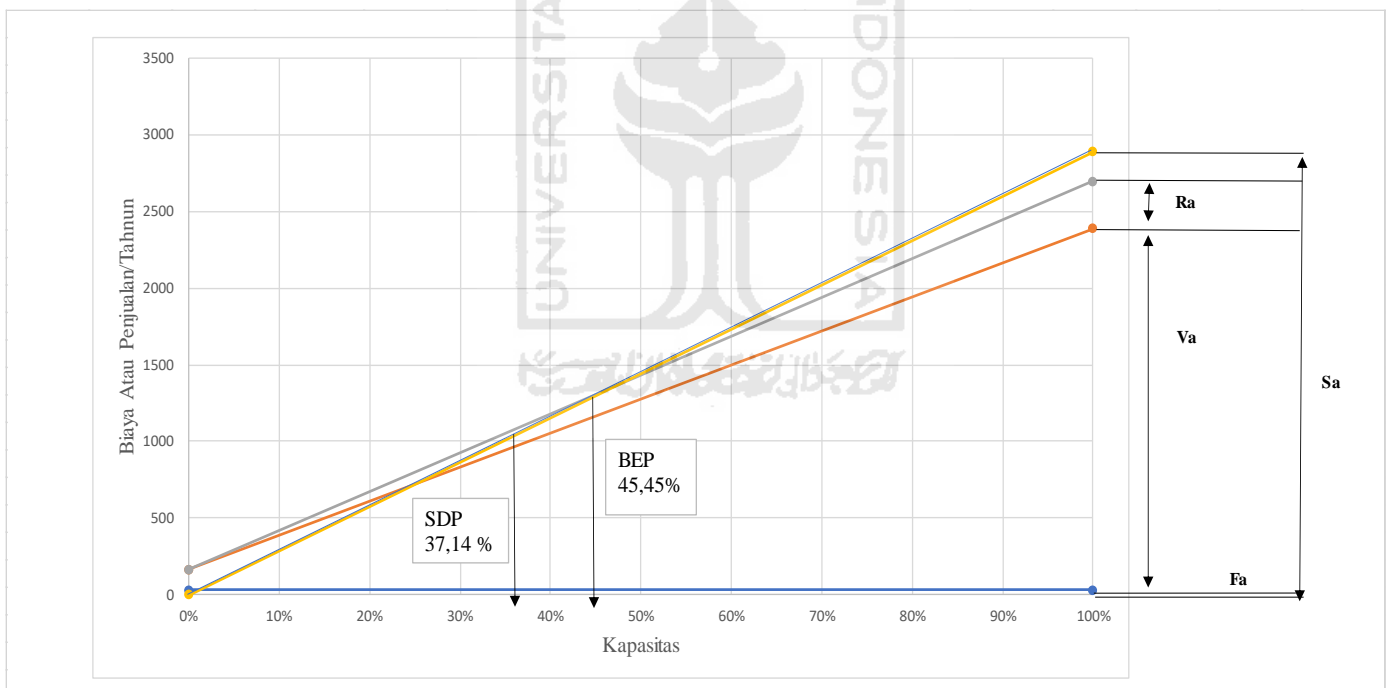
CF = Rp 343 926 788 000,

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 = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 28,92\%$



Gambar X .1 Grafik Hubungan Porsen Kapasitas dan Keuntungan

BAB XI

KESIMPULAN

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi (suhu dan tekanan operasi) yang tinggi dan bahan baku yang digunakan maka pabrik MEK dari 2- Butanol dengan katalis *copper* (Cu) tergolong sebagai pabrik beresiko tinggi. Dari perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan:

1. Persen *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak besarnya 69,04%. Menurut Aries dan Newton (1955) nilai minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi minimal 44%.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,27 tahun. Menurut Aries dan Newton, POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi maksimum 2 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) besarnya 46,45%. Pendirian pabrik kimia pada umumnya memiliki BEP sebesar 40% sampai 60%.
4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 37,14%. Pendirian pabrik kimia umumnya SDP sebesar 30% sampai 40%.
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) besarnya 28,61%. Suku bunga investasi saat ini sekitar 12,5%. Jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Metil etil keton dari 2- Butanol dengan katalis *copper* (Cu) kapasitas 60.000 ton/tahun ini layak dipertimbangkan untuk dikaji lebih lanjut.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Atkins, P. and Paula, J. 2006. *Atkins Physical Chemistry*. 8th Edition pp. 200-234. Oxford University Press. New York.
- Badan Pusat Statistik. 2012-2018. *Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri*. Badan Pusat Statistik Indonesia.
- Brown, G.G. 1978. *Unit Operation, 3rd edition*. Tokyo: McGraw Hill International Book Company.
- Brownell, L.E. dan Young, E.H. 1959. *Equipment Process Design*. Wiley Eastern Limited: Banglore.
- Chauvel, Alain dan Gilles Lefebvre., 1989, *Petrochemical Processes Technical and Economic Characteristics*, Institut Français du Pétrole, Paris.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 2005, *Chemical Engineering, Vol 6*, Pergamon Internasional Library, New York.
- Groggins, P.H. 1983. *Unit Processes in Organic Synthesis, 5th edition*. Tokyo: McGraw Hill Kogakusha, Ltd.
- Himmelblau, D.M. dan Riggs, J.B. 2012. *Basic Principles and Calculation in Chemincal Engineering, Eight Edition*. New York: Prentice Hall Inc.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer, International Student Edition*. New York: Mc Graw Hill Company.
- Kirk, R.E. dan Othmer, V.R.1953. *Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- McKetta, J. J. dan Cunningham, W. A. 1977. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Perry, R.H and Green, D.W. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th edition*. Unites States of America: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peters, M.S. dan Timmerhaus, K.D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, International Edition, Fourth Edition*. Singapore: McGraw-Hill Book Company.

- Rase, H.F. dan Holmes, J.R. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume Two: Principles and Techniques*. Canada: John Wiley & Sons Inc.
- Setyawan, M. 2006. *Diktat Ekonomi Teknik*. Yogyakarta: Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan.
- Smith, J.M., Ness, H.C.V, dan Abbott, M.M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed.* New York: McGraw Hill Companies Inc.
- Towler, G. dan Sinnott, R. 2008. *Chemical Engineering Design Principle, Practice, and Economic of Plant and Process Design*. United State of America: Butterworth Heinmann is an imprint of Elseiver.
- Ullmann, F., 2007, "*Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*", 7th Ed., 40 Volume Set, John Wiley and Sons, Inc., New Jersey
- Wankat, P.C. 1988. *Equilibrium Stage Separation*. New Jersey: Prentice Hall Inc.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. United States of America: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Weissermel, K. dan H.J. Arpe. 2003. *Industrial Organic Chemistry*. Fourth Edition. Weiheim. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co.Hal 186.

Website:

www.ICIS.com diakses pada 1 April 2020

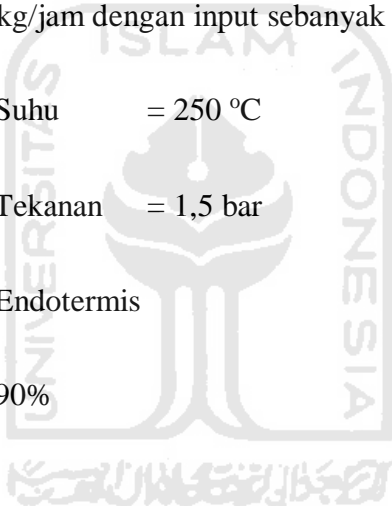
www.Alibaba.com diakses pada 5 Agustus 2020

www.matche.com diakses pada 12 September 2020.

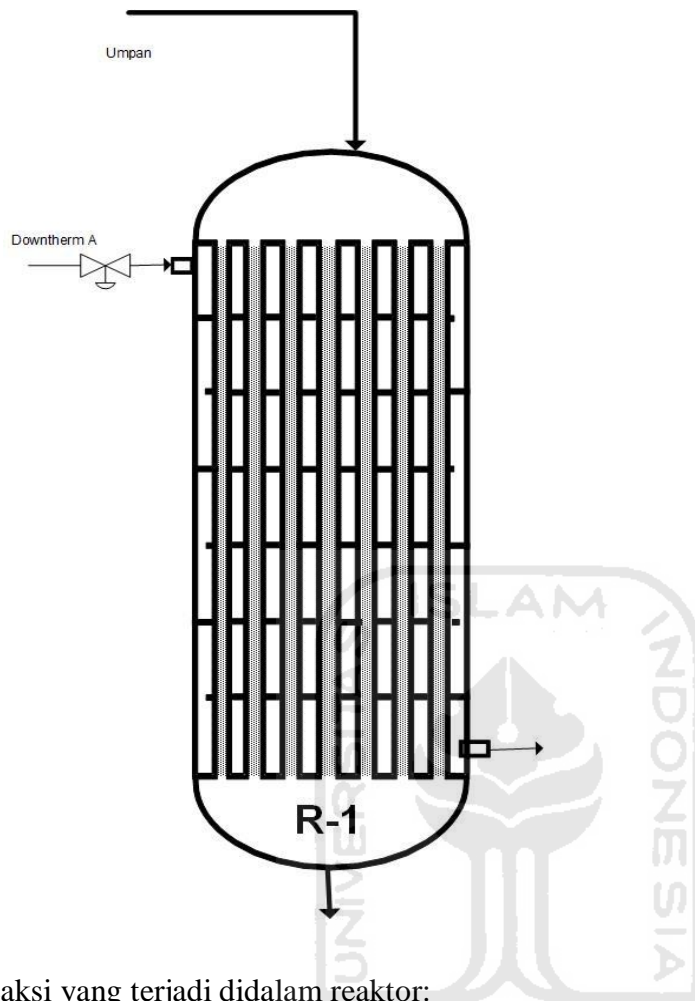
LAMPIRAN



LAMPIRAN A**REAKTOR 1**

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Sebagai tempat berlangsungnya proses dehidrogenasi 2 -butanol menjadi Metil etil keton sebanyak 7835,967 kg/jam dengan input sebanyak 8911,119 kg/jam
Kondisi Operasi	: Suhu = 250 °C Tekanan = 1,5 bar
Reaksi	: Endotermis
Konversi	: 90%
Tujuan	: 

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menentukan dimensi reaktor



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



Menentukan jenis reaktor

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

- zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- umur katalis panjang 1 tahun
- tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

(Hill, hal 425-431)

1. Persamaan Matematis

a. Neraca massa untuk C₄H₉OH dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa C₄H₉OH masuk - Kecepatan massa C₄H₉OH keluar +
C₄H₉OH yang terbentuk dalam system = akumulasi

$$F_{C|v} - F_{C|v+\Delta v} + (-rc)\Delta v = 0$$

$$F_{C|v} - F_{C|v+\Delta v} = -(rc) \Delta v$$

$$-dF_C/dv = -(rc)$$

$$v = \pi \cdot Id^2/4 \cdot Z$$

$$dF_C = F_{A0} \cdot x_1$$

x_1 : konversi reaksi C₄H₉OH menjadi C₄H₈OH dan H₂

substitusi ke persamaan diatas, diperoleh:

$$dx_1 / dz = -r_1 (\pi Id^2/4) / F_{A0}$$

dimana : $\frac{dx_1}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

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

Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel 1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C4H8O		7801,878
C4H9OH	8911,119	891,112
H2O	10,883	10,883
H2		218,128

b. Neraca panas elemen volume

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + panas yang dalam sistem -
 p erpindahan panas dalam sistem = akumulasi

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} + Qr + Qpp = 0$$

$$Qr = (-r_a) \cdot \Delta h_{ra} \left(\pi \cdot Id^2/4 \right) \cdot \Delta z$$

$(-r_a)$ = kecepatan reaksi C4H9OH menjadi C4H8O dan H2 [kmol/ kgcat.s]

Δh_{ra} = Enthalpy reaksi ke 1 [kJ /kmol]

diambil limit $\Delta z \rightarrow 0$, diperoleh:

$$\lim = Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} / \Delta z = -[(-r_1) \Delta hr_1 - (r_2) \Delta hr_2] \pi Id^2/4 - (\pi Od) (Tg - Tp)$$

$$-dQg/dz = -[(-ra) \Delta hra] (\pi Id^2/4) + Ud (\pi Od) (Tp - Tg)$$

$$Qg = \sum f_{gi} c_{pgi} (Tg - T_{reff})$$

c_{pg} : Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol . K]

Tg : suhu gas [K]

T_{reff} : Suhu referensi [K]

Bila $\sum F_{gi} c_{pgi}$ dianggap tetap , maka persamaan neraca panas

$$dTg/dz = 0$$

c. Neraca panas untuk media pemanas

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam system = akumulasi

pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} + Ud \pi odn_{pipa} (tp - tg) \Delta z = 0$$

$$\lim \frac{Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud \pi \text{odn} \pi \text{ipa}(tp - tg)$$

$$-\frac{dQp}{dz} = -Ud \pi \text{odn} \pi \text{ipa}(tp - tg)$$

$$Qp = f_{mass} p \text{cpp} (Tp - T_{ref})$$

$$\frac{dTp}{dz} = \frac{Ud \pi \text{odn} \pi \text{ipa}(tp - tg)}{f_{mass} p \text{cpp}}$$

d. Penurunan Tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade

(Bird, R.B., " Transport Phenomena ", ed 2, halaman 191)

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

Dengan hubungan:

Dp : Diameter katalis [m]

Gp : Flux massa [kg/m²s]

Re_p : Bilangan Reynold

Pt : Tekanan [Pa]

ϵ : Porositas katalis

ρ : Rapat massa gas [

kg/m³]

Dari pemodelan matematis diatas diperoleh persamaan persamaan:

$$dx_a / dz = - r_a (\pi I_d^2 / 4) / F_{a0}$$

$$dT_g / dz = [(-r_a) \Delta h_{ra}] \pi I_d^2 / 4 - \pi O_d (T_p - T_g) / \sum f_i c_{pgi}$$

2. Persamaan Pendukung

a. Variabel Perancangan

Pada perhitungan reaktor fixed bed ini , besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah:

- Suhu reaktan masuk [K]
- Tekanan reaktor [atm]
- Suhu media pendingin masuk [K]
- Bilangan Reynold
- Kecepatan massa media pendingin yang diperlukan

b. Jumlah pipa

Dipilih berdasarkan Rase,H.F., "Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977), John Wiley and Son, Inc., N. Y, vol. I, hal. 535

Ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 "in sampai 2 "

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan Reynold yang digunakan

$$Re_p = \frac{I_d G_p}{\mu}$$

Dimana:

G_p : Flux massa aliran dalam pipa [kg /m² s]

I_d : Diameter dalam pipa [m]

Re_p : Bilangan Reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$G_p = \frac{f_{masst}}{n_{pipa} a_p}$$

Dimana:

a_p : Luas aliran dalam pipa [m]

f_{masst} : kecepatan massa total [kg/s]

n_{pipa} : Jumlah pipa

masukan dealam persamaan bilangan Reynold, diperoleh :

$$Re_p = \frac{I_d f_{masst}}{\mu n_{pipa} a_p}$$

$$n_{pipa} = \frac{I_d f_{masst}}{Re_p a_p \mu}$$

c. Susunan pipa

Susunan bujur sangkar

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4 \times (Pitch^2 - \pi Od^2 / 4)}{\pi \times Od}$$

Kern, D.Q., halaman 138

De : Diameter ekivalen [m]

Pitch : Jarak antara 2 pusat lingkaran
pipa [m]

Od : Diameter luar pipa [m]

d. Diameter selongsong

Untuk bujur sangkar

$$N_{pipa} = \frac{[(Id_s - K_1)^2 \pi / 4 + K_2] \pi / 4 + K_3 - Pitch (Id_s - K_1) (K_3 n_{pass} + K_4)}{Pitch^2}$$

Nilai konstanta K_1 , K_2 , K_3 , dan K_4

Untuk susunan bujur sangkar

$$K_1 = -1,04$$

$$K_2 = -0,10$$

$$K_3 = 0,43$$

$$K_4 = -0,25$$

e. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi:

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

Dimana:

R_d : Resistansi thermal terhadap pengotor [

m^2sK/kJ]

U_c : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih [

kJ/m^2sK]

U_d : Koefisien perpindahan kalor gabungan design [

kJ/m^2sK]

I_d : Diameter pipa [m]

h_i : koefisien perpindahan kalor dalam pipa [$\text{kJ}/\text{m}^2\text{sK}$]

k_{thav} : konduktivitas thermal gas [$\text{kJ} / \text{m s K}$]

Pr_t : Bilangan Prandtl

Re_t : Bilangan Reynold

Persamaan R_d disusun kembali menjadi:

$$U_d = \frac{U_c}{R_d U_c + 1}$$

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan:

$$h_i = 0.021 \frac{k_{thav}}{I_d} Re_t^{0.8} Pr_t^{1/3}$$

Towler, G., Ray Sinnott, " CHEMICAL ENGINEERING

DESIGN" Butterworth Heinemann Elsevier , London (2008)

Dengan hubungan:

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0.36 \frac{k_{th}}{D_e} Re^{0.55} Pr^{1/3}$$

Dimana :

D_e : Diameter ekivalen [m]

h_o : Koefisien perpindahan kalor pada selongsong [$\text{kJ}/\text{m}^2\text{sK}$]

k_{th} : Konduktivitas thermal [$\text{kJ}/\text{m}^2 \text{ s K}$]

f. Re : Bilangan Reynold

Pr : Bilangan Prandtl

Komposisi masing masing komponen pada konversi x_1 , x_2

1. H_2

Kecepatan mol H_2 = kecepatan mol H_2 masuk + kecepatan mol

H_2 Hasil reaksi

$$f_{mol_1} = f_{mol_{in_1}} + x_a f_{mol_{in_2}}$$

2. C₄H₉OH

Kecepatan mol C₄H₉OH = kecepatan mol C₄H₉OH masuk -
mol C₄H₉OH hasilreaksi

$$f_{\text{mol}_2} = f_{\text{mol}_{\text{in}_2}} - x_a \cdot f_{\text{mol}_{\text{in}_2}}$$

3. C₄H₈O

Kecepatan mol C₄H₈O = kecepatan mol C₄H₈O masuk +
kecepatan mol C₄H₈O Hasilreaksi

$$f_{\text{mol}_3} = f_{\text{mol}_{\text{in}_3}} - x_a \cdot F_{\text{mol}_{\text{in}_3}}$$

4. H₂O

Kecepatan mol H₂O = kecepatan mol H₂O masuk
 $f_{\text{mol}_4} = f_{\text{mol}_{\text{in}_4}}$

g. Fraksi mol masing masing komponen

Dihitung dengan persamaan:

$Y_i = \text{kecepatan mol masing masing komponen} / \text{kecepatan mol total}$

h. Viskositas gas campuran

Dihitung dengan persamaan:

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Dengan hubungan:

Mw_i : Massa molekul masing masing komponen

y_i : Fraksi mol masing masing komponen

μ_i : viskositas masing masing komponen [kg/m s]

i. Konduktivitas thermal campuran

Dihitung dengan persamaan:

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i k_{th_i} \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

Dimana:

k_{th_i} : Konduktivitas thermal masing masing komponen [kJ/m s K]

k_{thav} : Konduktivitas thermal campuran [kJ/m s K]

3. Penyelesaian persamaan matematik

a. Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Rungge Kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$x_{a_{n+1}} = x_{a_n} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) / 6$$

$$T_{g_{n+1}} = T_{g_n} + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4) / 6$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4) / 6$$

$$P_{t_{n+1}} = P_{t_n} + (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4) / 6$$

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$l_1 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

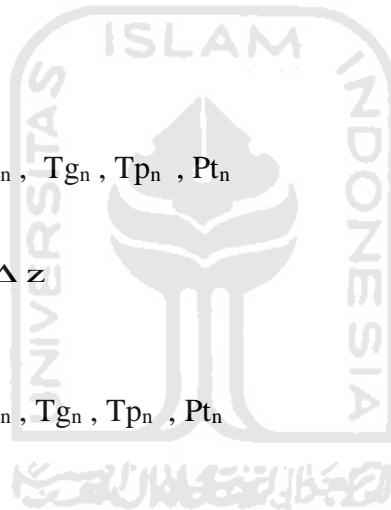
dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$m_1 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$

$$n_1 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n}, T_{g_n}, T_{p_n}, P_{t_n}$



Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k_1/2}, T_{g_n + l_1/2}, T_{p_n + m_1/2}, P_{t_n + n_1/2}$

$$m_2 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k_1/2}, T_{g_n + l_1/2}, T_{p_n + m_1/2}, P_{t_n + n_1/2}$

$$l_2 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k_1/2}, T_{g_n + l_1/2}, T_{p_n + m_1/2}, P_{t_n + n_1/2}$

$$n_2 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k1/2}$, $T_{g_n + l1/2}$, $T_{p_n + m1/2}$, $P_{t_n + n1/2}$

Konstanta Rungge Kutta ke 3

$$k_3 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k2/2}$, $T_{g_n + l2/2}$, $T_{p_n + m2/2}$, $P_{t_n + n2/2}$

$$l_3 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k2/2}$, $T_{g_n + l2/2}$, $T_{p_n + m2/2}$, $P_{t_n + n2/2}$

$$m_3 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k2/2}$, $T_{g_n + l2/2}$, $T_{p_n + m1/2}$, $P_{t_n + n2/2}$

$$n_3 = \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k2/2}$, $T_{g_n + l2/2}$, $T_{p_n + m2/2}$, $P_{t_n + n2/2}$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k3}$, $T_{g_n + l3}$, $T_{p_n + m3}$, $P_{t_n + n3}$

$$m_4 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada $x_{a_n + k3}$, $T_{g_n + l3}$, $T_{p_n + m3}$, $P_{t_n + n3}$

$$l_4 = \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada x_{n+3} , $T_{g_{n+3}}$, $T_{p_{n+3}}$, $P_{t_{n+3}}$

$$n_4 = \frac{\Delta P t}{\Delta z} \Delta z$$

dievaluasi pada x_{n+3} , $T_{g_{n+3}}$, $T_{p_{n+3}}$, $P_{t_{n+3}}$

b. Data katalis

katalis yang dipakai adalah Cu

Bentuk fisik : butiran

Diameter : 0,0035 m

Porositas : 0,39

Rapat massa : 2520 kg/m³

4. Penyelesaian persamaan matematis

Hasil penyelesaian persamaan persamaan diatas diperoleh hasil berikut ini

Tabel 2 Umpan Yi Masuk Reaktor

z	xa	Tg	Tp	Pt
0,000	0,000	250,000	270,000	1,5199
0,100	0,017	250,000	268,107	1,5199
0,200	0,034	250,000	266,380	1,5199
0,300	0,052	250,000	264,808	1,5199
0,400	0,070	250,000	263,377	1,5199
0,500	0,089	250,000	262,078	1,5199
0,600	0,108	250,000	260,898	1,5199
0,700	0,127	250,000	259,829	1,5199
0,800	0,148	250,000	258,861	1,5199
0,900	0,169	250,000	257,984	1,5199
1,000	0,190	250,000	257,191	1,5199
1,100	0,212	250,000	256,475	1,5199
1,200	0,235	250,000	255,828	1,5199
1,300	0,259	250,000	255,243	1,5199
1,400	0,283	250,000	254,716	1,5199
1,500	0,308	250,000	254,240	1,5199
1,600	0,334	250,000	253,812	1,5199
1,700	0,361	250,000	253,426	1,5199
1,800	0,389	250,000	253,078	1,5199
1,900	0,417	250,000	252,765	1,5199
2,000	0,447	250,000	252,483	1,5199
2,100	0,478	250,000	252,229	1,5199
2,200	0,510	250,000	252,001	1,5199
2,300	0,543	250,000	251,796	1,5199
2,400	0,577	250,000	251,611	1,5199
2,500	0,613	250,000	251,445	1,5199
2,600	0,650	250,000	251,297	1,5199
2,700	0,687	250,000	251,163	1,5199
2,800	0,726	250,000	251,043	1,5199
2,900	0,764	250,000	250,935	1,5199
3,000	0,803	250,000	250,838	1,5199
3,100	0,841	250,000	250,751	1,5199
3,200	0,877	250,000	250,673	1,5199
3,272	0,900	250,000	250,622	1,5199

Dipilih konversi 90%

Neraca massa

Tabel 3.Neraca Massa Reaktor

komponen	Masuk		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂	0	0,000	108,22387	218,179313
C ₄ H ₉ OH	120,2206958	8911,119	11,99683	889,241061
C ₄ H ₈ O	0,472753997	34,089	108,69662	7837,78713
H ₂ O	0,604124099	10,883	00,60412	10,8832957
Total	121,2975739	8956,091	229,52144	8956,0908



Tabel 4. Spesifikasi Reaktor

Ukuran pipa		
Diameter luar pipa =	1,320	In
Diameter dalam pipa =	1,049	In
Jumlah pipa =	885,000	
Susunan Square Pitch	41,910	Mm
Diameter Selongsong =	1,385	M
Baffle jenis segmental		
Jarak antar baffle =	0,277	M
tebal tumpukan katalis =	4,891	M
Suhu gas masuk =	250,000	C
Suhu gas keluar =	250,000	C
Suhu pemanas keluar =	250,622	C
Suhu pemanas masuk =	270,000	C
massa pemanas =	50000	kg/jam
Tekanan masuk =	1,520	bar
Tekanan keluar =	1,520	bar
Pressure drop =	0,00002	bar

Kapasitas per pipa = kecepatan masa total / jumlah pipa = 10,120 kg/jam

5. Perhitungan Pelengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari:

a. Tebal dinding selongsong dan penutup reactor

dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, (2008),

Mc.Graw Hill halaman 986

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f \varepsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dimana :

C' : Faktor korosi [m]

f : Allowable stress [Pa]

P_{gauge} : Tekanan perancangan menurut alatukur [Pa]

Ids : Diameter dalam selongsong [m]

ts : tebal dinding selongsong [m]

Ids : Diameter selongsong [m]

Ids : 1,385 m

Tekanan operasi = 1,520 bar

Tekanan perancangan:

Dirancang : Slongsong mampu menahan tekanan sebesar 50 % dari tekana operasi (Meggyessy,"Pressure vessel handbook",Butherfold, London (1999),halamn 17)

$$P_{design} = 150 \% \times 1,520 \text{ bar} = 2,230 \text{ bar}$$

$$P_{design} = 2,230 \times 100000 = 227981,25 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 227981,25 \text{ Pa} - 101325 \text{ Pa} = 126656,25 \text{ Pa}$$

Bahan konstruksi: dipilih baja karbon A 285

Allowable stress, fall= 12900 psi (Sinnott,"Chemical Engineering Design Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design",halaman 982)

$$\begin{aligned} \text{Fall} &= 12900 \text{ psi} \times 1 \text{ atm}/14,7 \text{ psi} \times 101325 \text{ Pa}/1 \text{ atm} \\ &= 88917857,14 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$C' = 1/8 \text{ in} \times 0,0254 \text{ m/in} = 0,003175 \text{ m}$$

Effisiensi sambungan (ϵ) = 90%

$$\begin{aligned} T_s &= (126656,250 \text{ Pa} \times 1,3852628 \text{ m}) / (4 \times 88917857,14 \text{ Pa} \times 0,9 + 0,8 \times \\ &126656,250 \text{ Pa}) \end{aligned}$$

$$T_s = 0,000547936 \text{ m}$$

b. Tutup reaktor (head)

Dipilih jenis ellipsoida. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987)

tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f_{all} - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan:

C' : faktor korosi [m]

f_{all} : tegangan yang diijinkan Pa

I_{ds} : Diameter dalam selongsong [m]

P_{gauge} : Tekanan alat ukur [Pa]

t_h : Tebal penutup [m]

Tekanan operasi : 1,52 Bar

tekanan perancangan : 120% x 1,52 bar = 1,823 bar

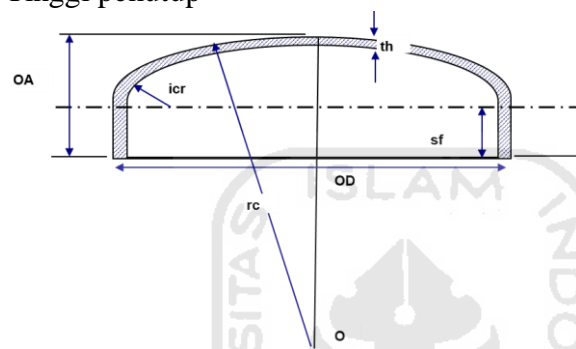
Tekanan alat ukur = 1,823 bar – 1,01325 bar = 0,8106 bar

Tekanan alat ukur = 81060 Pa

$$th = 81060 \text{ bar} \times 1,3852628 \text{ m} / 2 \times 9E+07 - 0,4 \times 81060$$

$$th = 0,000631537 \text{ m}$$

c. Tinggi penutup



Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, Process Equipment Design, (1959), John Willey and son, New York. nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 3½ in.

$$\text{dipilih } sf = 3,5 \text{ in} \times 0,0254 = 0,0889 \text{ m}$$

$$r = 1,385 \text{ m}$$

$$icr = 7,25 \text{ in} \times 0,0254 = 0,18415 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 1,385 \text{ m} - 0,18415 \text{ m} = 1,201 \text{ m}$$

$$AB = Ids/2 - icr = 1,385 \text{ m}/2 - 0,18415 \text{ m} = 0,508 \text{ m}$$

$$B = 1,385 \text{ m} - ((1,201 \text{ m})^2 - (0,508 \text{ m})^2)^{0,5} = 0,297 \text{ m}$$

$$OA = 0,001 + 0,297 + 0,0889 = 0,387 \text{ m}$$

Tinggi Total Reaktor

$$H \text{ total} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Ballast} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

Tinggi ballast: 2,5 in (Rase, H.F., Chemical Reactor Design, John Willey 1977)

$$H \text{ total} = 3,27200 \text{ m} + 2 \times 2,5 \times 0,0254 \text{ m} + 2 \times 0,3866 \text{ m} = 4,17 \text{ m}$$

d. Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator

suhu udara, $T_u = 30^\circ\text{C}$

Dirancang : Suhu dinding luar isolator, $T_i = 40^\circ\text{C}$

Bahan Isolator : Dipilih Glass fiber

pilihan bahan isolator didasarkan :

- Suhu operasi
- Konduktivitas termal yang kecil

$k_{th} = 0,043$ (Cengel,J., Heat Transfer ,(2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20)

konduktivitas thermal baja , $k_{th} = 80,2$ W/mK

Perpindahan kalor yang terjadi:

- Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
 - Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
 - Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan
- Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong

$$q = kths \frac{T_p - ts''}{xs}$$

kths: konduktivitas thermal baja [kJ/ms K]

- Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi}$$

kthi: konduktivitas thermal isolator [kJ/ms K]

- Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

$$qc = hc (ti - tu)$$

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

$$hc = 0.3 \times [ti - tu]^{0.25} \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F [Kern D.Q]}$$

$$hc = 0,3 \times (104 - 95)^{0,25} = 0,519615 \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F}$$

$$hc = 0,519615 \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ F} \times 0,005671 \text{ kJ/m}^2\text{sK/ Btu /jam ft}^2 \text{ F}$$

$$hc = 0,002946738 \text{ kJ /m}^2\text{sK}$$

$$Qc = 0,002946738 \text{ kJ /m}^2\text{sK} (313 \text{ k} - 303 \text{ k}) = 0,029 \text{ kJ /m}^2\text{s}$$

$$0,029467 \text{ kJ /m}^2\text{s} = 543,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K} / (0,08 / 0,00055) + (xi / 0,0000430)$$

nilai xi dihitung dengan cara iterasi sampai ruas kiri = ruas kanan

$$\text{kiri} = 0,029467 \text{ kJ /m}^2\text{s}$$

$$\text{kanan} = 0,030416117 \text{ kJ /m}^2\text{s}$$

$$\text{dengan xi} = 0,333 \text{ m}$$

6. Neraca Panas

- Kecepatan panas masuk

$$T_{\text{masuk}} = 250^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{reff}} = 30^\circ\text{C}$$

komponen	kg/jam	icpdt	m icpdt
H ₂	0,000	3248,710	0,000
C ₄ H ₉ OH	8911,119	437,272	3896579,939
C ₄ H ₈ O	34,089	397,539	13551,672
H ₂ O	10,883	430,131	4681,238
total	8956,091		3914812,849

Kecepatan panas keluar

$$T_{\text{masuk}} = 250^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{reff}} = 30^\circ\text{C}$$

komponen	kg/jam	icpdt	m icpdt
H ₂	218,179	3248,710	708801,300
C ₄ H ₉ OH	889,241	437,272	388839,945
C ₄ H ₈ O	7837,787	397,539	3115829,713
H ₂ O	10,883	430,131	4681,238
total	8956,091		4218152,197

Pemanas masuk

Tmasuk= 270°C

treff = 30 °C

komponen	kg/jam	icpdt	m icpdt
dowtherm	50000,00	1,928	23616087,738

Pemanas keluar

Tmasuk= 270°C

treff = 30 °C

komponen	kg/jam	icpdt	m icpdt
dowtherm	50000,000	1,901	21441618,313

$$Q_{\text{Reaktan}} = 27530900,588$$

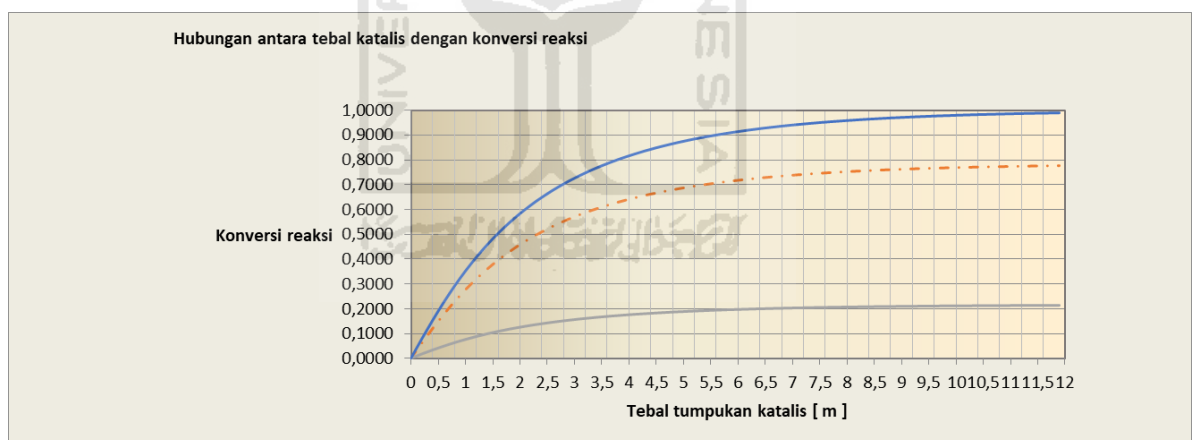
$$Q_{\text{Reaksi}} = (21441618,313 + 4218152,197 - 23616087,738 - 3914812,849) =$$

$$-1871130,078$$

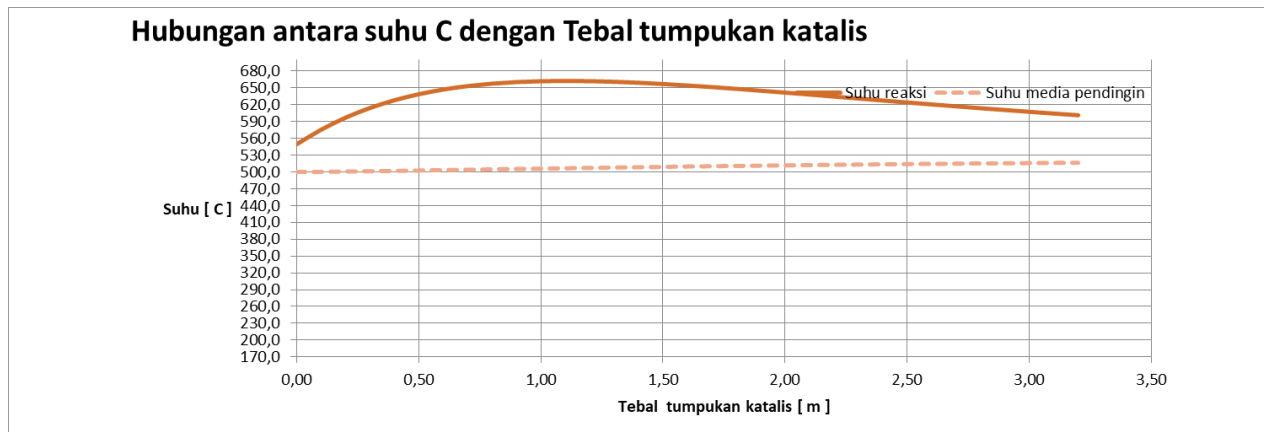
$$\text{Total masuk} = 25659770,510 \text{ Kj/jam}$$

$$\text{Total Keluar} = (21441618,313 + 4218152,197) = 25659770,510 \text{ Kj/jam}$$

Grafik 1. Hubungan Antara konversi vs Tebal Tumpukan Katalis



Grafik 2. Hubungan Antara suhu umpan dan suhu pemanas vs tebal tumpukan katalis

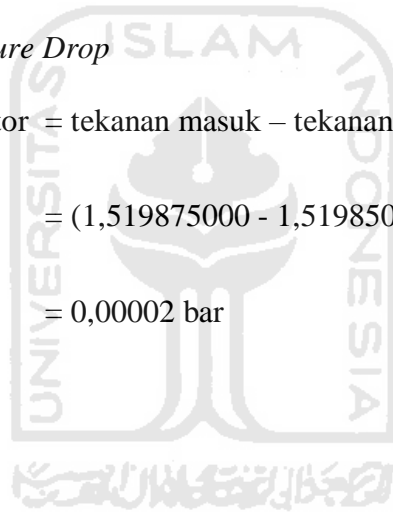


7. Menentukan *pressure Drop*

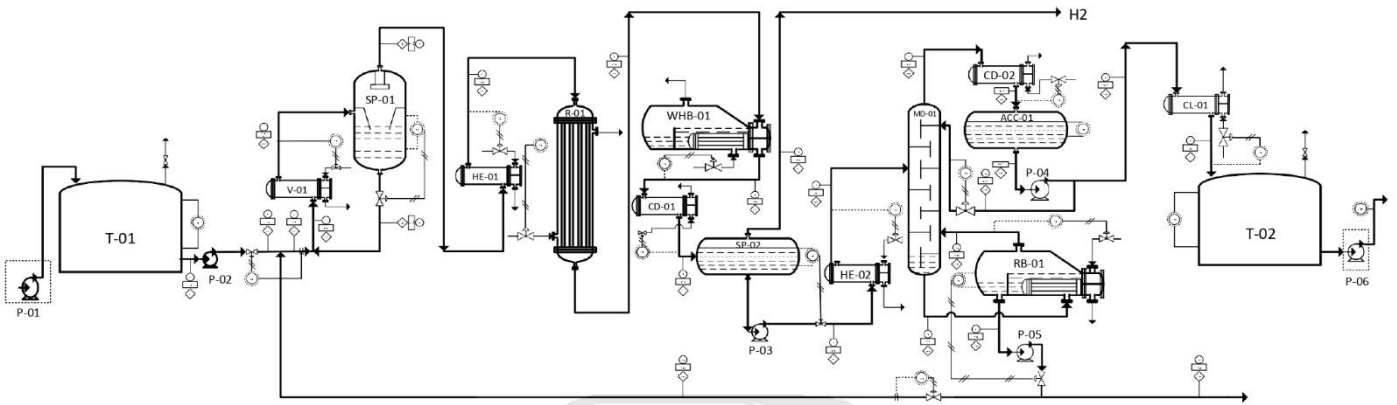
Pressure drop reactor = tekanan masuk – tekanan keluar

$$= (1,519875000 - 1,51985093) \text{ bar}$$

$$= 0,00002 \text{ bar}$$



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON DARI 2-BUTANOL
KAPASITAS PRODUKSI 60.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)														Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14					
H2						238.179		238.179								ACC	Accumulator	Temperature Controller	
CH2O		78.96	49.214	9.373	24.669	7897.997	7898.998	1.539	14974.923	9336.922	7997.999	12777.927	79.359	27777.927	9.999	78.96	CD	Condenser	Flow Controller
CH2O	9498.996	9499.997	13994.999	2298.998	9499.999	9499.999	9499.999	9.997	29294	14.999	9.997	14974.999	999.999	14777.924	9.999	999.999	CD-01	Condenser	Volume Controller
H2O	9.321	19.993	17.219	2.921	19.993	19.993	19.993	9.992	9.391	9.391	9.391	17999	19.992	174.999	9.999	14.792	HE	Heat Exchanger	Nomer Arus
TOTAL	9498.997	9499.998	13994.999	2298.998	9499.999	9499.999	9499.999	239.197	14994.924	9337.923	7998.999	14974.999	999.999	14777.924	9.999	999.999	MD	Distillation Tower	Suhu
																	P	Pump	Tekanan
																	R	Reaktor	Control Valve
																	RB	Reboiler	Udara Tekan
																	T	Tank	Pipping
																	VP	Vaporizer	Electric Connection
																	WHB	Waste Heat Boiler	Vent

UPL

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOYAKARTA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METIL ETIL KETON DARI 2-BUTANOL DENGAN
KAPASITAS PRODUKSI 60.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:
 1. Toni Hari Prasto 16521077
 2. Angga Setyo Priadi 16521189

Dosen Pembimbing:
 1. Ir Agus Taufik, M.Sc.
 2. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.