

No: TA/TK/2023/...

**PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ALCOHOL*
DARI METIL ESTER DAN HIDROGEN
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Nama : Aliya Nurhasanah

NIM : 19521055

Nama : Dwita Cahaya Pratiwi

NIM : 19521209

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTER DAN HIDROGEN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Aliya Nurhasanah Nama : Dwita Cahaya Pratiwi
NIM : 19521055 NIM : 19521209

Yogyakarta, 17 Juli 2023

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



Aliya Nurhasanah
(19521055)



Dwita Cahaya Pratiwi
(19521209)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTER DAN

HIDROGEN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Nama : Aliya Nurhasanah
NIM : 19521055

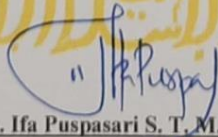
Oleh:

Nama : Dwita Cahaya Pratiwi
NIM : 1952109

Yogyakarta, 07 Juni 2023

Pembimbing,

الإسلامية الإسلامية
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA


Dr. Ifa Puspasari S. T. M. Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ALCOHOL* DARI METIL ESTER DAN
HIDROGEN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Dwita Cahaya Pratiwi

NIM : 19521209

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 27 Juli 2023

Tim Penguji,

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M. Eng

Ketua Penguji

Dr. Ariany Zulkamia, S.T., M. Eng

Penguji I

Ajeng Yulianti, S.T., M. T

Penguji II





16/8/2023

16 Agustus 2023



Menguji,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia





Sholeh Ma'Mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillah rabbil'amin, puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat, hidayah, dan karunia-Nya yang telah diberikan sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan baik dan tepat waktu. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan Nabi besar kita Nabi Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat.

Tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik *Fatty alcohol* dari Metil Ester dan Hidrogen dengan Kapasitas 70.000 ton/tahun” ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama perkuliahan, serta sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan tugas akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dan doa berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami sebagai penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas kehendak dan ridho-Nya yang selalu mengiringi selama proses penyusunan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang tanpa henti memberikan doa, semangat dan dukungan secara moril maupun materil.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M. Eng. dan Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M. Eng selaku Ketua dan Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng. dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Agustia, S.T., M. Eng. selaku Ketua dan Sekretaris Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam proses penyusunan tugas akhir.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
8. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
9. Bapak-bapak departemen *Quality Assurance* PT Multimas Asahan Nabati, Mutmainah teman seperjuangan magang, dan Mas Fauzandy Husna selaku “pembimbing” yang banyak sekali membantu kami selama proses pengerjaan dan memberikan semangat agar dapat terselesaikannya tugas akhir ini.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian tugas akhir ini kami susun. Tentunya dalam penyusunan tugas akhir ini, kami tidak luput dari kesalahan dan kekurangan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk kesempurnaan tugas akhir yang akan datang. Akhir kata semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi banyak pihak.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabaraktuh

Yogyakarta, 24 Juni 2023

Penulis



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Ayahanda, Ibunda, serta keluarga besar dan semua orang yang saya cintai yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terimakasih atas segala doa, semangat dan dukungan moral maupun materi.

Dwita Cahaya Pratiwi sebagai partner pra rancangan pabrik, penelitian, kerja praktik, juga partner keluh, kesah, bahagia saya selama masa perkuliahan ini, yang harapannya akan terus terjalin sampai surga nanti (Aaamiin yra), yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang tidak hanya dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat, dukungan, dan pengertiannya selama ini. Semoga semua perjuangan ilmu dan hikmah yang didapat menjadi bekal bermanfaat di dunia dan di akhirat. (Luv sangat;))

Bagus Herlambang dan Yulia Nafa yang senantiasa hadir dalam ketidakstabilan emosional dan kebingungan. Serta Retjeh open friendship (Gita Perdani, Ghea Firsty, Andi Abdul Afif, Helmy Nur, Faris Hakim, Aldi widya, Rizal Ryan) yang juga senantiasa ada sebagai pelipur kejenuhan, kelaparan, dan kedahagaan. Terimakasih untuk kalian atas kehadiran, canda, dan tawanya. Semoga tali persaudaraan akan selalu terjalin sampai tua nanti.

Seluruh pembimbing, seluruh pengajar dari Prodi Teknik Kimia maupun pembimbing diluar prodi Teknik Kimia, yang selalu memberikan semangat, arahan, nasehat dan pelajaran yang mampu untuk diterapkan dalam kehidupan sehari-hari.

Seluruh rekan saya, dari Tim Bultang Jumat malam, IATMI UII, Labma

UII, Tim Aspen UII, Aslab OTK Tekkim UII, Bunda bunda Labma, UII ayo mengajar, dan rekan Teknik Kimia UII 2019 yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Aliya Nurhasanah)



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Almarhum Bapak Rusliadi Bafiroes, S.H. dan Almarhumah Ibu Eni Sutiana selaku orang tua saya yang telah membesarkan saya dengan segala bentuk kasih sayangnya, Ratih Meiranda Putri selaku kakak saya yang sangat gengsi tapi sayang dengan adeknya, Maksu Sriyati, Su Ina, dan Pak Anjang selaku tante dan om saya yang telah memberikan izin dan support agar saya dapat melanjutkan pendidikan ini di tanah perantauan, serta seluruh keluarga besar yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Saya ucapkan terima kasih banyak telah memberikan segala doa dan dukungan moral maupun materi hingga saya dapat menyelesaikan pendidikan sarjana ini. Semoga karya ini dapat memberikan rasa bangga kepada kalian semua.

Aliya Nurhasanah sebagai rekan yang telah kebersamai banyak hal dari pelaksanaan kerja praktik, penelitian, tugas akhir, hingga banyak capaian lainnya yang dapat tergapai bersama. Saya ucapkan terima kasih banyak telah menjadi rekan, teman, sekaligus keluarga bagi saya selama perkuliahan ini. Terima kasih telah bersabar menghadapi partner mu ini yang agak keras kepala. Meski pendidikan telah berhasil kita tempuh dan lalui bersama semoga silaturahmi akan selalu terjaga dan banyak hal baik lainnya bisa dilakukan bersama dunia dan akhirat, aamiin.

Teman-teman Retjeh: Ghea, Gita, Aliya, Afif, Aldi, Faris, Hielmy, dan Rizal yang telah bersama sejak awal perkuliahan hingga akhir ini. Saya ucapkan terima kasih juga atas segala kenangan suka duka perjalanan perkuliahan ini. Semoga pertemanan akan selalu terjalin meski sudah tidak di satu tempat yang sama

dan mari bertemu lagi pas sudah sukses ya.

Teman-teman MAN Halalin: Jihan, Sholeha, Vellia, Nisa, Andi, Syita, Silvi, Munifah dan banyak lagi yang sudah membantu merealisasikan mimpi saya untuk melanjutkan pendidikan sarjana di Yogyakarta. Terima kasih banyak atas dukungan semangatnya, meski saat itu masih belum berdaya tapi bantuan kalian di tengah keadaan saat itu yang membuat saya bisa ada di titik sekarang.

Seluruh rekan seperjuangan dari Aslab OTK Tekkim UII, Tim Aspen UII, SRE UII, dan teman-teman Teknik Kimia UII 2019 yang memberikan ruang pada saya dan kita semua untuk saling mengenal dan memberikan hikmah disetiap pertemuannya. Saya ucapkan terima kasih telah menjadi rumah tempat saling belajar. Semoga kita semua bisa sukses dunia akhirat. Tak lupa juga saya berterima kasih pada obrolan kopi-kopi yang terbawa hingga akhir pendidikan ini, semoga masih banyak hal lain yang bisa dibagikan.

(Dwita Cahaya Pratiwi)



DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	xii
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xx
ABSTRAK	xxii
ABSTRACT.....	xxiii
BAB I KAPASITAS PRODUKSI.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	18
BAB II PERANCANGAN PRODUK	21
2.1 Spesifikasi Produk	21
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	26
2.3 Pengendalian Kualitas	30
BAB III PERANCANGAN PROSES	34
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	34

3.2	Uraian Proses.....	36
3.3	Spesifikasi Alat.....	40
3.4	Neraca Massa.....	55
3.5	Neraca Panas	57
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....		60
4.1	Lokasi Pabrik.....	60
4.2	Tata Letak Pabrik	63
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	68
4.4	Organisasi Perusahaan.....	71
BAB V UTILITAS.....		86
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	86
5.2	Unit Penyediaan Dowtherm	93
5.3	Unit Penyediaan Steam.....	93
5.4	Unit Penyediaan Listrik.....	94
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	97
5.6	Unit Penyediaan Udara.....	98
5.7	Unit Pengolahan Limbah.....	98
BAB VI EVALUASIEKONOMI.....		111
6.1.	Penaksiran Harga Alat.....	112
6.2.	Dasar Perhitungan	114
6.3.	Perhitungan Biaya	115
6.4.	Analisa Kelayakan.....	116
6.5.	Hasil Perhitungan	119
6.6.	Hasil Analisa Keuntungan.....	122
6.7.	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	122

BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	126
7.1 Kesimpulan.....	126
7.2 Saran.....	127
DAFTAR PUSTAKA	128



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perusahaan Produsen <i>Fatty Acids Methyl Ester</i>	2
Tabel 1.2 Perusahaan Produsen <i>Fatty Alcohol</i> di Dunia	4
Tabel 1.3 Data Impor <i>Fatty Alcohol</i>	5
Tabel 1.4 Pabrik Produsen <i>Fatty Alcohol</i> di Indonesia	6
Tabel 1.5 Data Ekspor <i>Fatty Alcohol</i>	6
Tabel 1.6 Persamaan Pendekatan Jumlah Konsumsi <i>Fatty Acids</i> dan <i>Fatty Alcohol</i> .	8
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan <i>Fatty Alcohol</i>	16
Tabel 1.8 Entalpi Pembentukan Pada Suhu Reaksi.....	18
Tabel 2.1 Sifat Fisika Produk	21
Tabel 2.2 Sifat Fisika Bahan Baku dan Bahan Pendukung	26
Tabel 3.1 Komposisi <i>Good Specimen</i> Perusahaan x (2023).....	36
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat R-101.....	40
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat V-101	41
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat V-103	42
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat V-102	43
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku.....	44
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk.....	45
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Cair.....	47
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat E-101.....	49
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat E-102.....	49
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat H-101	50
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat H-102	51
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat E-103.....	52
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat E-105.....	53

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat E-106.....	53
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat E-104.....	54
Tabel 3.17 Neraca Massa Total	55
Tabel 3.18 Neraca Massa V-101	56
Tabel 3.19 Neraca Massa R-101.....	56
Tabel 3.20 Neraca Massa V-103	57
Tabel 3.21 Neraca Panas H-101.....	57
Tabel 3.22 Neraca Panas Cooler	58
Tabel 3.23 Neraca Panas V-101	58
Tabel 3.24 Neraca Panas E-102.....	58
Tabel 3.25 Neraca Panas R-101	58
Tabel 3.26 Neraca Panas E-104.....	59
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	66
Tabel 4.2 Jadwal Kerja.....	81
Tabel 4.3 Jumlah tenaga Kerja dan Sistem Penggajian.....	81
Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin	91
Tabel 5.2 Kebutuhan air <i>steam</i>	92
Tabel 5.3 Kebutuhan Air	93
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	95
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	95
Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik	97
Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas	100
Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas (lanjutan).....	101
Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas (lanjutan).....	103
Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas	104

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas	106
Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan)	107
Tabel 5.13 Spesifikasi Filter Utilitas	109
Tabel 5.14 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas.....	109
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i> Utilitas	109
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Deaerator</i> Utilitas	110
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat.....	112
Tabel 6.2 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	119
Tabel 6.4 <i>Fixed Capital Investment</i>	119
Tabel 6.5 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	120
Tabel 6.6 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	120
Tabel 6.7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	120
Tabel 6.8 <i>Manufacturing Cost</i>	120
Tabel 6.9 <i>Working Capital</i>	121
Tabel 6.10 <i>General Expenses</i>	121
Tabel 6.11 <i>Total Production Cost</i>	121
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost</i>	121
Tabel 6.13 <i>Variable Cost</i>	122
Tabel 6.14 <i>Regulated Cost</i>	122
Tabel 6.15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	123

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data impor Fatty Alcohol (ton)	5
Gambar 1.2 Data Ekspor <i>Fatty Alcohol</i> (ton).....	7
Gambar 1.3 Pembuatan <i>Fatty alcohol</i> Dari Minyak dan Lemak.....	12
Gambar 1.4 Alur Proses Suspensi Hidrogenasi Pembuatan Fatty alcohol	15
Gambar 1.5 <i>Fixed Bed Process</i> Pembuatan <i>Fatty Alcohol</i>	17
Gambar 2.1 <i>Hazard Diamond</i> Pada 1-Tridecanol	22
Gambar 2.2 <i>Hazard Diamond</i> Pada Metanol	23
Gambar 2.3 <i>Hazard Diamond</i> Pada <i>Palmitic Acid</i>	24
Gambar 2.4 <i>Hazard Diamond</i> pada Metil Ester	27
Gambar 2.5 <i>Hazard Diamond</i> Pada Hidrogen.....	29
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif.....	34
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	35
Gambar 3.3 <i>Cocurrent Down Flow</i>	38
Gambar 3.4 <i>Trickle Flow Regime</i>	38
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik.....	60
Gambar 4.2 Layout Tata Letak Pabrik	68
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	71
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik <i>Fatty Alcohol</i>	75
Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air	11
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	125

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Spesifikasi Reaktor	131
LAMPIRAN B <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	161
LAMPIRAN C Kartu Konsultasi Bimbingan Perancangan Pabrik.....	162



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u ₀	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s
U _{mf}	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia

E	: Efisiensi pengelasan
I_{cr}	: Jari-jari sudut dalam, in
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: <i>Heat transfer factor</i>
Hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
Ho	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: <i>Long mean temperature different</i> , °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf	: Total <i>head</i> , in
ΔH	: Entalpi, KJ/Jam
Th	: Tebal <i>head</i> , in



ABSTRAK

Pendirian pabrik *fatty alcohol* dengan kapasitas 70.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan surfaktan di bidang pertanian, kertas & pulp, dan kosmetik serta digunakan sebagai penstabil dan emulsi *agent* pada industri deterjen dan sabun sehingga dapat mengurangi kegiatan impor dan membangun pertumbuhan ekonomi dalam negeri. Pabrik ini didirikan di daerah kawasan industri terpadu Wilmar (KITW) Serang-Banten dengan 169 karyawan yang dipekerjakan. *Fatty alcohol* diproduksi dengan bahan baku metil ester yang didapat dari *fatty acids methyl ester* (FAME) yang dipisahkan menggunakan menara distilasi dimana kemudian metil ester yang didapat dilakukan hidrogenasi pada suhu 250°C dan tekanan 50 bar menggunakan bantuan katalis berupa tembaga-mangan dengan konversi sebesar 98% pada reaktor *trickle packed bed* yang berlangsung dalam tiga fasa yaitu, padat-cair-gas. *Output* dari reaksi dalam reaktor berupa fasa gas dan cairan dimana fasa gas yang terlebih dahulu dikeluarkan dengan asumsi tekanan juga ikut terilis bersama *output* fasa gas yang kemudian ketika keadaan didalam reaktor sudah pada tekanan atmosfer *output* fluida cair baru dikeluarkan. Pada *output* fluida cair mengandung *fatty alcohol* yang merupakan produk utama dalam pabrik ini. Sedangkan *output* fasa gas mengandung hidrogen berlebih dan metanol yang selanjutnya akan dilakukan pemurnian hidrogen berlebih untuk di *recycle* menggunakan *flash drum* dan metanol yang terpisahkan dijadikan produk samping. Bahan baku metil ester yang dibutuhkan sebanyak 10.197,217 Kg/jam dengan *hydrogen* sebanyak 22.523,396 Kg/jam untuk menghasilkan kapasitas *fatty alcohol* 70.000 ton/tahunnya. Kebutuhan utilitas air pabrik ini sebanyak 71.425,2158 kg/jam dengan perincian penggunaan *Cooling Water*: 84.241,11; *Steam Water*: 232.209,92; Air Domestik: 26.617,58; dan *Air Service* 500 (semua dalam satuan Kg/jam). Berdasarkan evaluasi ekonomi pendirian pabrik *fatty alcohol* didapatkan hasil sebagai berikut *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 55,80%, *Return of Investment* sesudah pajak 41,85%, *Pay Out Time* sebelum pajak 1,57 tahun, *Pay Out Time* sesudah pajak 2,01 tahun, *Break Even Point* 53,8%, *Shut Down Point* 42%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* 23,15%. Prarancangan pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko tinggi berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta asal bahan baku. Tetapi perancangan pabrik secara ekonomi layak untuk didirikan dan memiliki potensi yang cukup baik untuk dikembangkan baik dipasar nasional ataupun internasional.

Kata Kunci: *Fatty alcohol*, Hidrogenasi, Metil ester, Tembaga-mangan

ABSTRACT

The establishment of a fatty alcohol factory with a capacity of 70,000 tons/year aims to meet the demand for surfactants in the agriculture, paper & pulp, and cosmetics sectors as well as to be used as a stabilizer and emulsifier agent in the detergent and soap industry so as to reduce import activities and build domestic economic growth. This factory was established in the Wilmar integrated industrial area (KITW) Serang-Banten with 169 employees employed. Fatty alcohol is produced using methyl ester as raw material obtained from fatty acids methyl ester (FAME) which is separated using a distillation tower where the methyl ester obtained is then hydrogenated at a temperature of 250°C and a pressure of 50 bar using the help of a catalyst in the form of copper-manganese with a conversion of 98% in a packed bed trickle reactor which takes place in three phases namely, solid-liquid-gas. The output of the reaction in the reactor is in the form of gas and liquid phases where the gas phase which was first released with the assumption that the pressure is also released along with the output of the gas phase, then when the conditions inside the reactor are at atmospheric pressure the liquid fluid output is just released. At the output the liquid fluid contains fatty alcohol which is the main product in this factory. While the output of the gas phase contains excess hydrogen and methanol which will then be purified by excess hydrogen to be recycled using a flash drum and the separated methanol is used as a by-product. The required raw material for methyl ester is 10,197.217 kg/hour with hydrogen as much as 22,523.396 kg/hour to produce a fatty alcohol capacity of 70,000 tons/year. The water utility needs of this factory is 71,425.22 Kg/hour with details of using Cooling Water: 84,241.11; Steam Water: 232,209.92; Domestic Water: 26,617.5798; and Air Service 500 (all in units of Kg/hour). Based on the economic evaluation of the establishment of a fatty alcohol factory, the results are as follows: Return on Investment (ROI) before tax is 55.80%, Return on Investment after tax is 41.85%, Pay Out Time before tax is 1.57 years, Pay Out Time after tax is 2.01 years, Break Even Point 53.8%, Shut Down Point 42%, and Discounted Cash Flow Rate of Return 23.15%. The design of the fatty alcohol factory from methyl ester and hydrogen with a capacity of 70,000 tonnes/year is classified as a high risk plant based on process reviews, operating conditions, raw material and product characteristics, and the origin of the raw materials. But the factory design is economically feasible to establish and has good potential to be developed both in the national and international markets.

Keyword: Copper-manganese, Fatty alcohol, Hydrogenation, Methyl ester

BAB I

KAPASITAS PRODUKSI

1.1 Latar Belakang

Potensi lahan di Indonesia yang sangat luas menjadikan Indonesia sebagai negara penghasil sawit terbesar di dunia. Kegunaan hasil sawit yang beragam membuat industri di Indonesia berkembang karena kebutuhan akan bahan baku dan produk jadi diperjualbelikan di pasar dalam negeri maupun luar negeri. Salah satunya industri oleokimia yang akan menjadi fokus utama pengembangan industri di Indonesia untuk tahun 2035 dengan produk berupa *fatty alcohol* (KEMENPRIN, 2019).

Fatty alcohol dapat dibuat dengan mereaksikan *methyl ester* dan hidrogen menggunakan katalis logam. *Fatty alcohol* merupakan senyawa yang digunakan sebagai surfaktan untuk kebutuhan bidang pertanian, kertas & pulp, dan kosmetik serta digunakan sebagai penstabil dan emulsi *agent* pada industri deterjen dan sabun. Segmen pasar *fatty alcohol* C11-C14 menunjukkan permintaan yang paling dominan dan mengalami peningkatan secara ekponensial di dunia terlebih pada masa pandemi Covid-19. Sehingga tak dipungkiri bahwa *fatty alcohol* dapat menjadi salah satu produk yang diunggulkan dalam industri.

Sumber bahan baku pembuatan *fatty alcohol* berupa metil ester yang berasal dari *fatty acids methyl ester* (FAME) yang sudah dipisahkan. Dimana FAME ini bersumber dari kelapa sawit di Indonesia yang sangat berlimpah juga permintaan akan *fatty alcohol* yang semakin meningkat. Pembuatan pabrik *fatty alcohol* sangat berpotensi di Indonesia untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri dan dunia melalui ekspor. Di Indonesia sendiri, pemenuhan *fatty alcohol* masih mengimpor

dari luar. Sehingga dari pertimbangan tersebut maka pembangunan pabrik *fatty alcohol* ini diperlukan untuk mengurangi kegiatan impor dan membangun pertumbuhan ekonomi dalam negeri.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Hal pertama yang perlu dilakukan dalam pendirian pabrik *fatty alcohol* adalah penentuan kapasitas produksi dengan pertimbangan dari ketersediaan bahan baku, kebutuhan produk dalam negeri dalam bentuk konsumsi, kapasitas kebutuhan ekspor impor produk, dan kapasitas produksi pabrik yang telah berdiri baik dalam dalam maupun luar negeri. Perhitungan kapasitas ini diproyeksikan pada tahun 2030.

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Didalam industri, bahan baku metil ester hanya bisa didapatkan dalam bentuk berupa *fatty acids methyl ester* (FAME) yang mana nantinya FAME ini harus dipisahkan terlebih dahulu untuk mendapatkan metil ester yang dimaksud. FAME bisa didapatkan dari industri yang ada di Indonesia. Pada tabel 1.1 menunjukkan industri yang memproduksi *fatty acids methyl ester*.

Tabel 1.1 Perusahaan Produsen *Fatty Acids Methyl Ester*

No	Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi	
		MT/Tahun	kL/Tahun
1	PT. Indo Biofuels Energy	60.000	68.966
2	PT Eterindo Nusa Graha	40.000	45.977
3	PT. Wilmar Bioenergi Indonesia	1.050.000	1.206.897
4	PT. Darmex Biofuels	150.000	172.414
5	PT. Pelita Agung Agrindustri	200.000	229.885
6	PT. Musim Mas	850.000	977.011

7	PT. Sintong Abadi	30.450	35.000
8	PT. Multi Energi Nabati	20.000	22.989
9	PT. Cemerlang Energi Perkasa	400.000	459.770
10	PT. Bioenergi Pratama Jaya	66.000	75.862
11	PT. Ciliandra Perkasa	250.000	287.356
12	PT. Wilmar Nabati Indonesia	690.000	793.103
13	PT. Sinar Alam Permai	41.400	47.586
15	PT. Petro Andalan Nusantara	130.500	150.000
16	PT. Primanusa Palma Energi	20.880	24.000
17	PT. Sumi Asih Oleochemical	100.000	114.943
18	PT. Eternal Buana Chemical Industries	40.000	45.977
19	PT. Pasadena Biofuels Mandiri	8.909	10.240
20	PT. Wahana Abdi Tritatehnika Sejati	11.484	13.200
21	PT. Alia Mada Perkasa	9.570	11.000
22	PT. Damai Sentosa Cooking	120.000	137.931
23	PT. Oil Tanking Merak	504.000	579.310
24	PT. Tjengkareng Djaya	72.000	82.759
25	PT. Energi Alternatif	7.000	8.046
Total Kapasitas Terpasang		4.912.193	5.646.199
Total Aktif Beroperasi		3.887.850	4.468.793

Pada perancangan pabrik pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini mengambil bahan baku FAME dari PT. Multimas Nabati Asahan yang terletak pada kawasan industri terpadu Wilmar (KITW) Serang-Banten. Sedangkan untuk kebutuhan bahan baku gas hidrogen dapat terpenuhi melalui PT. Putra Sinar Gas yang terletak di Kota Tangerang, Banten.

1.2.2 Kapasitas Pabrik *Fatty alcohol*

Salah satu penentuan data kapasitas pabrik membutuhkan data produksi *fatty alcohol* yang ada di Indonesia. Berikut tabel 1.2 menunjukkan sejumlah pabrik produksi *fatty alcohol* yang beroperasi di Indonesia dan dunia terhitung hingga tahun 2022.

Tabel 1.2 Perusahaan Produsen *Fatty Alcohol* di Dunia

No	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT Bakrie Sumatera Plantations, Indonesia	132.000
2	PT Domba Mas, Indonesia	40.000
3	PT Ecogreen Oleochemical, Indonesia	419.000
4	PT Henkel, Jerman	170.000
5	PT Jiahua, China	270.000
6	PT KAO Group, Jepang	300.000
7	PT Musim Mas, Indonesia	450.000
8	PT Sinar Mas, Indonesia	160.000
9	PT Wilmar Nabati Indonesia, Indonesia	464.000
Rentang Kapasitas Produksi		40.000-464.000

1.2.3 Supply

Supply terdiri atas penjumlahan dari data impor dan produksi dalam negeri.

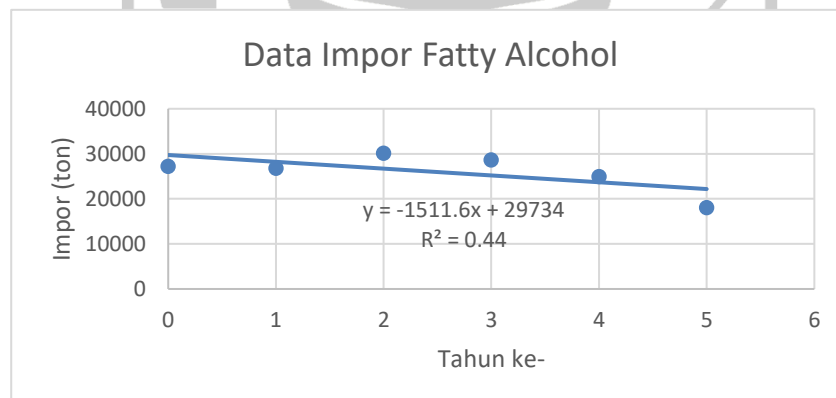
a. Impor

Data impor *fatty alcohol* enam tahun terakhir didapatkan dari Badan Pusat Statistik yang disajikan pada tabel 1.3 di bawah ini:

Tabel 1.3 Data Impor Fatty Alcohol

Tahun	Kapasitas (ton)
2017	27.210,666
2018	26.765,542
2019	30.153,164
2020	28.634,822
2021	24.937,141
2022	18.030,364

Data impor *fatty alcohol* didapat dari data Badan Pusat Statistik terbaru 12 November 2022 dengan spesifikasi *industrial fatty alcohols in the form wax* (kode HS: 38237010) dan *industrial fatty alcohols other than in the form wax* (kode HS: 38237090) negara asal impor Jepang, Thailand, dan Malaysia.



Gambar 1.1 Data impor Fatty Alcohol (ton)

Berdasarkan pendekatan menggunakan persamaan linier didapat:

$$Y = -1511,6x + 29734$$

dimana y = data impor *fatty alcohol* pada tahun tertentu dan x = tahun ke-(2030 tahun ke-13)

$$Y = -1511,6 (13) + 29734$$

$$Y = 10.083,2 \text{ ton}$$

Berdasarkan pendekatan menggunakan persamaan linier didapatkan data impor *fatty alcohol* pada tahun 2030 sebesar 10.083,2 ton.

b. Produksi Dalam Negeri

Tabel 1.4 di bawah ini menunjukkan pabrik yang memproduksi *fatty alcohol* di Indonesia:

Tabel 1.4 Pabrik Produsen *Fatty Alcohol* di Indonesia

No	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT Bakrie Sumatera Plantations, Indonesia	132.000
2	PT Domba Mas, Indonesia	40.000
3	PT Ecogreen Oleochemical, Indonesia	419.000
4	PT Musim Mas, Indonesia	450.000
5	PT Sinar Mas, Indonesia	160.000
6	PT Wilmar Nabati Indonesia, Indonesia	464.000
Total		1.665.000

Produksi *fatty alcohol* di Indonesia pada tahun 2030 diasumsikan sama seperti data yang didapat pada tabel 1.4.

1.2.4 Demand

Demand terdiri atas data ekspor dan konsumsi *fatty alcohol* dalam negeri.

a. Ekspor

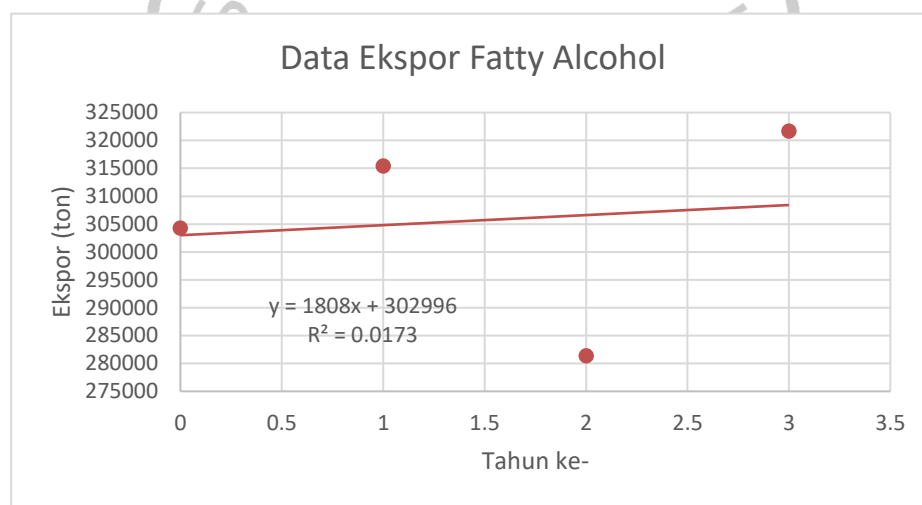
Berikut merupakan data ekspor *fatty alcohol* di Indonesia pada tahun 2017-2022:

Tabel 1.5 Data Ekspor *Fatty Alcohol*

Tahun	Kapasitas (ton)
2017	304302,302
2018	315456,452

2019	281389,332
2020	321684,556

Data ekspor *fatty alcohol* didapat dari data Badan Pusat Statistik terbaru pada 12 November 2022 dengan spesifikasi *industrial fatty alcohols in the form wax* (kode HS: 3823010) dan *industrial fatty alcohols other than in the form wax* (kode HS: 3823090) dengan negara tujuan ekspor China, Singapore, Japan, Thailand dan United State.



Gambar 1.2 Data Ekspor *Fatty Alcohol* (ton)

Berdasarkan pendekatan menggunakan persamaan linier didapat:

$$Y = 1808x + 302996$$

dimana y = data ekspor *fatty alcohol* pada tahun tertentu dan x = tahun ke-(2030 tahun ke-13)

$$Y = 1808(13) + 302996$$

$$Y = 326.500 \text{ ton}$$

Berdasarkan pendekatan linier, didapatkan data ekspor *fatty alcohol* pada tahun 2030 adalah 326.500 ton.

b. Konsumsi Dalam Negeri

Dalam penelitian yang dilakukan Yoyo (2014) terkait strategi pengembangan daya saing industri *fatty acids* dan *fatty alcohol* berbasis minyak kelapa sawit di Indonesia. Didapatkan tiga pendekatan untuk menentukan konsumsi *fatty acids* dan *fatty alcohol* melalui model linier, eksponen, dan dekomposisi sebagaimana pada tabel 1.6 di bawah ini:

Tabel 1.6 Persamaan Pendekatan Jumlah Konsumsi *Fatty Acids* dan *Fatty Alcohol*

Model	Konsumsi	
	<i>Fatty Acids</i>	<i>Fatty Alcohol</i>
Linier	$Y_t = 40.117 + 1.965t$	$Y_t = 47.322 + 9.225t$
Eksponen	$Y_t = 40.117,3 \times (1,04178)^t$	$Y_t = 54.475 \times (1,1075)^t$
Dekomposisi	$Y_t = 40.099 + 1.961t$	$Y_t = 47.333 + 9.208t$

Berdasarkan pendekatan model linier data konsumsi didapat:

$$Y_t = 47.322 + 9.225t$$

Dimana Y_t = data konsumsi *fatty alcohol* pada tahun tertentu dan t = tahun ke- (2030 tahun ke-13).

$$Y_t = 47,322 + 9,225 (13)$$

$$Y_t = 167,247 \text{ ton}$$

Berdasarkan pendekatan model linier, konsumsi asam alkohol pada tahun 2030 didapatkan sebesar 167.247 ton.

1.2.5 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dengan seluruh pertimbangan data-data yang telah disebutkan di atas, maka penentuan kapasitas pabrik didapatkan melalui persamaan:

$$\text{Kapasitas} = \text{Supply} - \text{Demand}$$

$$\text{Kapasitas} = (\text{Produksi} + \text{Impor}) - (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor})$$

$$\text{Kapasitas} = (1.665.000 \text{ ton} + 10.083,2 \text{ ton}) - (167.247 \text{ ton} + 326.500 \text{ ton})$$

Kapasitas = 1.188.894,2 ton

Kapasitas pabrik *fatty alcohol* proyeksi produksi di tahun 2030 didapatkan sebesar 1.188.894,2 ton. Namun, melalui pertimbangan ketersediaan bahan baku dan rentang kapasitas produksi yang sudah ada (40.000-1.188.894,2 ton). Direncanakan pendirian pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 70.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Hidrolisis dari Lilin Ester

Alkohol lemak pertama kali diperoleh dari hidrolisis lilin ester yang berasal dari binatang, terutama spermaceti dari sperma ikan paus. Namun sejak adanya peraturan tentang larangan perburuan atas ikan paus, sumber dan metode ini tidak lagi digunakan. Lilin spermaceti dipisahkan dengan cara pemanasan menggunakan NaOH pekat diatas 300°C, lalu alkohol didestilasi dari sabun dan air yang terbentuk. Hasil Sulingan (distilat) mengandung alkohol tak jenuh C16-C20. Untuk mencegah terjadinya autooksidasi, distilat ini dikeraskan dengan hidrogenasi katalitik. Alkohol yang diperoleh mencapai yield 35%. Produk utama terdiri dari: *cetyl*, *oceyl*, dan *alcohol arachidyl* (Condea, 2000).

1.3.2 Proses Reaksi Sodium

Pada tahun 1909, Beauvault dan Blanc menemukan proses reduksi sodium untuk memproduksi alkohol lemak dari kelapa ester. Pabrik alkohol lemak yang dibentuk pada tahun 1930an menggunakan proses ini. Sedangkan proses dasarnya relatif sederhana, sebenarnya operasi pabrik banyak menangani produk dan reaktan yang kompleks. Larutan sodium didispersikan dalam pelarut inert lalu ditambahkan ester kering dan alkohol dengan hati-hati. Saat reaksinya komplit, oksidanya dipecah dengan pengadukan dalam air, kemudian alkoholnya dicuci dan didistilasi.

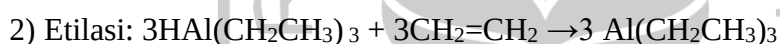
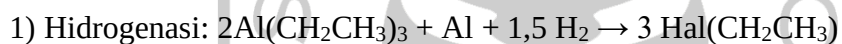
Penambahan Alkohol R' (sebaiknya alkohol sekunder), bertindak sebagai donor hydrogen. Karena adanya reaksi samping, pemakaian sodium bisa jadi di atas 20% dari kebutuhan stoikiometri. Reduksi berjalan selektif tanpa pembuatan hidrokarbon dari isomerisasi atau hidrogenasi ikatan rangkap (Condea, 2000).

1.3.3 Proses Ziegler Menggunakan Etilen

Alkohol lemak dari proses ini mempunyai struktur yang sama dengan alkohol lemak alami. Proses ini dibagi dalam dua proses yaitu proses Alfol dan proses Epal (Condea, 2000).

a. Proses Alfol

Hidrokarbon digunakan sebagai pelarut, proses ini melalui lima tahap yaitu:



2/3 dari hasil proses ini di recycle lagi ke proses hidrogenasi dan sisanya langsung masuk ke reaksi perkembangan.

3) Reaksi perkembangan (*growth reaction*)

4) Oksidasi

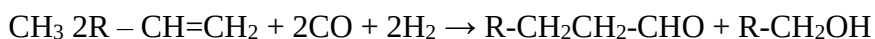
5) Hidrolisa

b. Proses Epal

Proses ini mempunyai langkah-langkah yang hampir sama dengan proses alfol. Fleksibilitas Proses ini lebih besar dibandingkan dengan proses alfol. Alkohol dan α -olefin yang terbentuk bisa dipasarkan. Namun modal dan biaya yang dibutuhkan juga lebih besar, karena membutuhkan proses control yang lebih kompleks dan penambahan olefin dan alkohol rantai bercabang.

1.3.4 Proses Oxo Menggunakan Olefin

Proses oxo (hidroformilasi) terdiri dari reaksi antara olefin dengan campuran gas H_2 -CO dan katalis yang cocok. Reaksi ini ditemukan oleh O. Roelen pada tahun 1938.



Yield α -olefin diperkirakan sama dengan jumlah aldehyd rantai lurus dan bercabangnya. Proses oxo dapat dilakukan dengan tiga cara berikut:

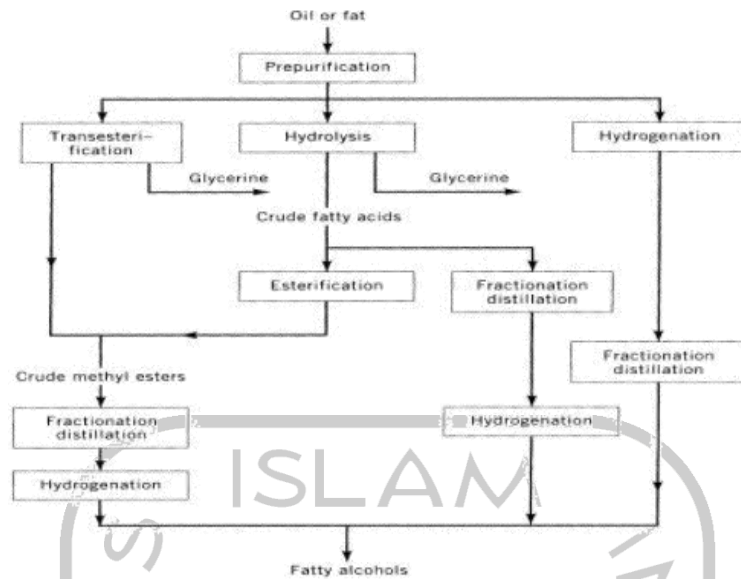
- Proses klasik dengan menggunakan katalis $HCO(CO)_4$
- Proses Shell berdasarkan kompleks kobalt karbonil – phosphine
- Proses menggunakan katalis rhodium

Langkah- langkah pada proses klasik yaitu reaksi oxo, pemisahan katalis dan regenerasi, hidrogenasi aldehyd dan distilasi alkohol.

Pada proses shell, alkohol diperoleh langsung karena bagusnya aktivitas katalis sehingga tahap hidrogenasi aldehyd tidak diperlukan lagi, kelemahan proses ini adalah adanya olefin yang hilang dari proses. Sedangkan proses yang menggunakan katalis rhodium dapat dilakukan pada P dan T yang rendah, karena tingginya aktivitas katalis. Kelemahannya adalah memerlukan biaya yang tinggi karena mahalnya harga rhodium (Condea, 2000).

1.3.5 Hidrogenasi Langsung dari Minyak dan Lemak

Proses pembuatan alkohol lemak dari minyak alami dapat diperoleh dari metil ester atau asam lemak. Kedua metode ini memiliki persamaan dan sangat kompetitif dibandingkan dengan metode lainnya. Secara umum proses pembuatan alkohol lemak secara langsung dari minyak dan lemak dapat dilihat pada gambar di bawah:



Gambar 1.3 Pembuatan *Fatty alcohol* Dari Minyak dan Lemak

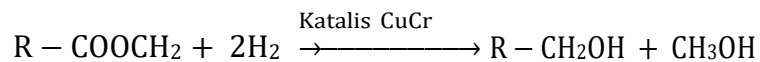
(Kreutzer, et.al., 1984)

Proses hidrogenasi langsung mempunyai beberapa kekurangan, diantaranya:

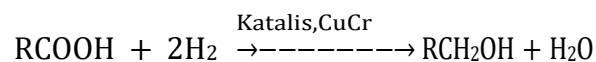
- 1) Menghasilkan produk samping bernilai tinggi gliserin yang justru mengalami proses hidrogenasi lanjut menghasilkan propilen glikol yang bernilai rendah.
- 2) Konsumsi gas hidrogen yang cukup tinggi
- 3) Penggunaan katalis dalam jumlah besar

1.3.6 Hidrogenasi Katalitik dari Asam Lemak dan Metil Ester

Fatty alcohol diperoleh dengan cara hidrogenasi metil ester atau asam lemak.



Metil ester Hidrogen Alkohol lemak Metanol

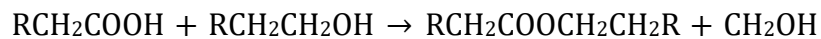
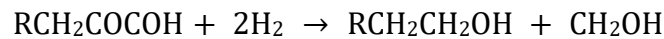


Asam lemak Hidrogen Alkohol lemak Air Hidrogenasi langsung asam lemak tidak digunakan dalam skala industri besar karena kebutuhan temperature reaksi yang lebih tinggi menghasilkan *yield* yang lebih rendah dan karena dapat merusak katalis.

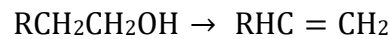
Secara konvensional, asam lemak dikonversi terlebih dahulu menjadi ester



sebelum dihidrogenasi. Dalam proses pembuatan *fatty alcohol* banyak dilakukan dengan bahan dasar metil ester, karena dengan proses ini diperoleh persentase *fatty alcohol* lebih tinggi (Condea, 2000). Dalam reaksi hidrogenasi dapat terbentuk.



Suhu tinggi menyebabkan reaksi sekunder yaitu dehidratasi



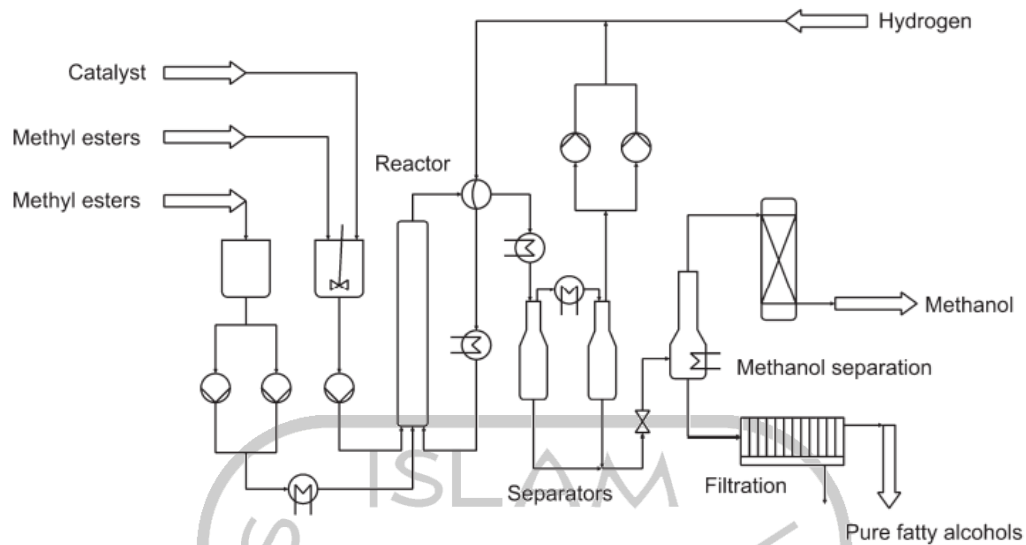
Fatty alcohol dengan bahan baku metil ester atau *fatty acids*

- Proses ini menghendaki kelebihan H_2 400 kali dari teoritis
- Kelebihan hidrogen untuk mempertahankan lapisan tipis katalis sebagai jaminan reaksi esterifikasi dengan *fatty acids*
- Suhu reaksi $230 - 280^\circ\text{C}$
- Tekanan reaktor $200 - 300 \text{ bar}$
- Katalis copper-cromite dengan sirkulasi gas hidrogen panas
- Konversi mencapai 91 %

1.3.7 Proses Hidrogenasi dengan Tekanan Tinggi

Proses hidrogenasi dengan tekanan tinggi ini terbagi 2 metode yaitu *suspension process* dan *fixed bed process*:

a. *Suspension Process*

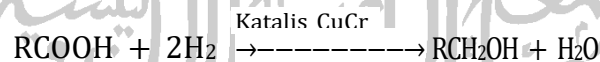


Gambar 1.4 Alur Proses Suspensi Hidrogenasi Pembuatan Fatty alcohol

(Kreutzer, et.al., 1984)

Proses:

- Bahan baku yang digunakan adalah asam lemak dengan hidrogen
- Katalis yang digunakan berbentuk *slurry*
- Kondisi operasi proses ini adalah pada tekanan 25.000-30.000 kPa dan temperatur 250-300°C.
- Reaksi yang terjadi:



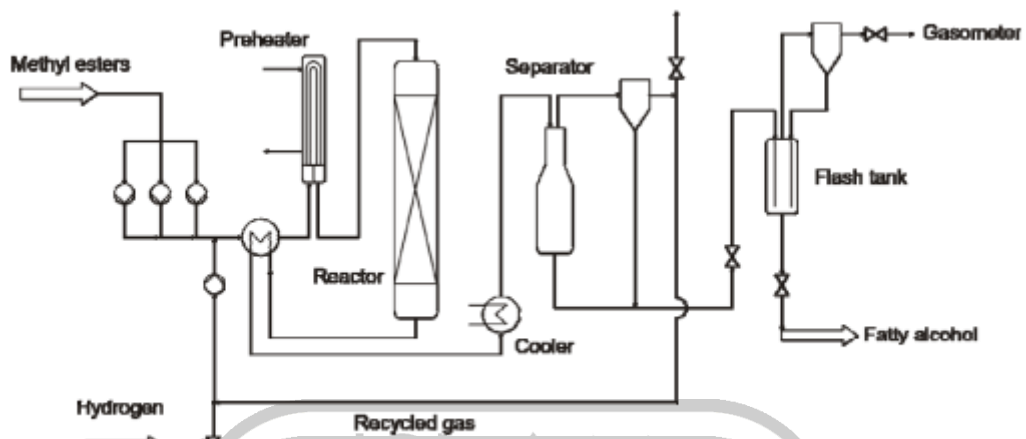
Asam lemak + Hidrogen → Alkohol lemak + Air

- Reaksinya merupakan reaksi eksoterm, sehingga pada proses ini diperlukan kontrol temperatur sehingga mencegah terjadinya pembentukan hidrokarbon yang tidak diinginkan.
- Hidrogenasi terjadi di dalam reaktor suhu tinggi di mana bahan dipanaskan terlebih dahulu.

- Panas dari sisa campuran produk reaktor diperoleh dengan resikulasi gas hidrogen pada alat penukar panas setelah satu produk dipisahkan dengan dua tingkat pendinginan ekspansi.
- Pada fase gas (yang mengandung gas hidrogen, uap alkohol dalam jumlah kecil dan reaksi air) dipisahkan dari alkohol cair pada hot separator (pemisah panas)
- Campuran didinginkan lebih lanjut di separator pendingin, dimana uap alkohol dan air hasil reaksi dikondensi dan dipisahkan. Kelebihan gas hidrogen *direcycle*.
- Alkohol cair yang berasal dari separator panas dipompakan ke *flash drum* dimana hidrogen dilarutkan *direcycle* dengan meningkatkan gas hidrogen.
- Katalis dipisahkan dari alkohol lemak kasar dengan menggunakan pemisah aktivitas dan resikulasi dengan alkohol lemak.
- Ukuran fase *clear* dari pemisah sentrifugal adalah “*passed through*” yaitu penyaring halus untuk memindahkan semua sisa suspensi padat hasil dari produk (alkohol lemak kasar).
- Untuk memurnikan alkohol lemak kasar dapat dilakukan dengan distilasi lebih lanjut untuk menghilangkan hidrokarbon dan dapat mengalami fraksinasi jika diinginkan.

b. Fixed Bed Process

Pada metode *fixed bed process*, hal yang membedakannya dengan *suspension process* adalah katalisnya *fixed* (tetap) dalam reaktor.



Gambar 1.5 Fixed Bed Process Pembuatan Fatty Alcoho

- Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah ester dan hidrogen
- Reaksi yang terjadi : $\text{RCOOCH}_3 + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{RCH}_2\text{OH} + \text{CH}_3\text{OH}$
Ester + Hidrogen $\rightarrow$ Alkohol lemak + Metanol
- Reaksi ini dilakukan pada fase uap dimana sebagian umpan organik diuapkan dengan gas hidrogen (20 – 25 mol) melalui suatu alat *peak heater* sebelum dialirkan ke *fixed catalyst bed*.
- Proses hidrogenasi dengan metode ini dilakukan pada kondisi 20.000-30.000 Kpa dan temperatur 200-250°C.
- Kemudian campuran didinginkan dan dipisahkan menjadi fasa gas dan fasa cair. Pada fasa gas sebagian besar merupakan gas hidrogen dan *direcycle*.
- Fasa cairan diekspansi pada flash tank untuk menghilangkan metanol dari alkohol lemak.

Ringkasan beberapa macam proses dapat dilihat pada Tabel 1.7 Ringkasan berbagai macam proses pembuatan *Fatty alcohol*

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan *Fatty Alcohol*

Proses	Kondisi Proses	Produk Samping	Proses Pendukung	Konversi
Hidrolisis dari lilin ester	P:1 bar T: 300 °C	Sabun	Pemisahan alkohol lemak dari sabun dan air	35%
Reduksi sodium	P: 1 bar T: 120 – 200°C	Soda Kaustik	Pencampuran larutan sodium, ester kering dan alkohol	85%
Ziegler menggunakan etilen	Alfol: P: 0,1 – 12 MPa T: 50 - 135°C Epal: P: 3,5 MPa – 35 KPa T: 200 -290°C	Alfol: Aluminium Sulfat Epal: Olefins	Pemisahan produk samping	Alfol: 9,1% Epal: 16%
Oxo menggunakan Olefin	P: 5.000 - 10.000 kPa T: 120 – 210 °C	Propanol	Distilasi	20-60%
Hidrogenasi langsung dari Minyak dan Lemak	P: 200 – 300 bar T: 230 – 280°C	Parafin	Pemanasan Metil Ester, separasi fase gas dari alkohol cair	95%

Hidrogenasi dengan tekanan tinggi (Suspensi)	P: 25.000-30.000 kPa T: 250-300°C	Methanol dan Gliserol	Kondensasi uap alkohol dari hasil reaksi, separasi fase gas dari alkohol cair, sentrifugasi katalis dari alkohol lemak, pemurnian	85%
Hidrogenasi dengan tekanan tinggi (Fix Bed)	P: 20.000-30.000 Kpa T: 200-250°C	Methanol	Pemanasan Metil Ester, separasi fase gas dari alkohol cair	98%
Sumber: Condea (2000) & Kreutzer (1984)				

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui sifat reaksi proses baik secara eksotermis maupun endotermis serta mengetahui apakah reaksi terjadi secara *reversible/irreversible*.

Tabel 1.8 Entalpi Pembentukan Pada Suhu Reaksi (Yaws, 1999)

Formula	Nama Senyawa	$\Delta_f H_{25^\circ C} (kJ/mol)$	$\Delta_f H_{250^\circ C} (kJ/mol)$
CH ₃ OH	Metanol	-201,17	-208,558
C ₁₁ H ₂₄ O	1-Undecanol	-422,21	-455,881
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	n-Dodecanoic Acid	-642	-642
C ₁₃ H ₂₈ O	1-Tridecanol	-463,46	-502,348
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	n-Tetradecanoic Acid	-693,8	-733,157
H ₂	Hidrogen	0	0

Reaksi hidrogenasi secara umum:



Reaksi yang terjadi:



Enthalpi reaksi 1:

$$\Delta H_{R250^\circ C} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{R250^\circ C} = (\Delta H_f C_{13}H_{28}O + \Delta H_f CH_3OH) - (\Delta H_f C_{14}H_{28}O_2 + \Delta H_f H_2)$$

$$\Delta H_{R250^\circ C} = [(-502,348 + (-208,558)) - (-733,157 + 0)] = 22,251 \frac{kJ}{mol}$$

Karena nilai entalpi pembentukannya bernilai positif sehingga diketahui jika reaksi di reaktor bersifat endotermis.

Enthalpi reaksi 2:

$$\Delta H_{R250^\circ C} = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_{R250^{\circ}\text{C}} = (\Delta H_f \text{C}_{11}\text{H}_{24}\text{O} + \Delta H_f \text{CH}_3\text{OH}) - (\Delta H_f \text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_2 + \Delta H_f \text{H}_2)$$

$$\Delta H_{R250^{\circ}\text{C}} = [(-455,881 + (-208,558)) - (-642 + 0)] = -22,439 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Karena nilai entalpi pembentukannya bernilai negatif sehingga diketahui jika reaksi di reaktor bersifat eksotermis.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika dari reaksi hidrogenasi *fatty acids methyl ester* menggunakan katalis tembaga-mangan. Berdasarkan referensi jurnal penelitian Gunawan dkk, 2020 reaksi hidrogenasi *fatty acids methyl ester* menjadi *fatty alcohol* pada suhu 230-240°C dengan tekanan 50 bar memiliki orde reaksi 0,5 terhadap konsentrasi ester lemak [FAME] dan nilai energi aktivasi E_a sebesar 86,32 kJ/mol serta tetapan arrhenius A sebesar $5,87 \times 10^6 \text{ M}^{0,5}/\text{s}$, sehingga persamaan kinetika keseluruhan sebagaimana berikut:

$$-r_{\text{FAME}} = 5,87 \times 10^6 \exp\left(\frac{-86320}{8,314 \times T}\right) C_{\text{FAME}}^{0,5}$$

Dimana,

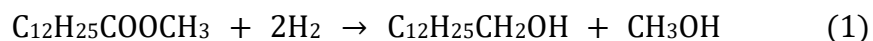
$-r_{\text{FAME}}$: laju konsumsi FAME (M/s)

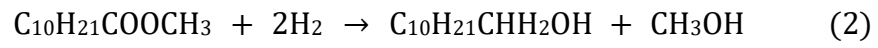
T : suhu absolut (K)

C_{FAME} : konsentrasi FAME (M)

Patent : WO 2018/108451 A1

Dari referensi tinjauan kinetika ini masih belum terdapat data detail persentase bahan baku FAME yang menjadi produk tertentu. Sehingga dalam perancangan pabrik ini diambil pendekatan bahwa konversi reaksi 98% dari jumlah total mol FAME yang masuk. Demikian reaksi yang terjadi adalah:





BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Pemenuhan kualitas produk dapat sejalan dengan spesifikasi bahan baku, bahan penunjang, dan produk yang ditawarkan. Berikut spesifikasi dan pengendalian proses dari bahan baku, bahan pendukung pada pembuatan *fatty alcohol*.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Sifat Fisika Produk

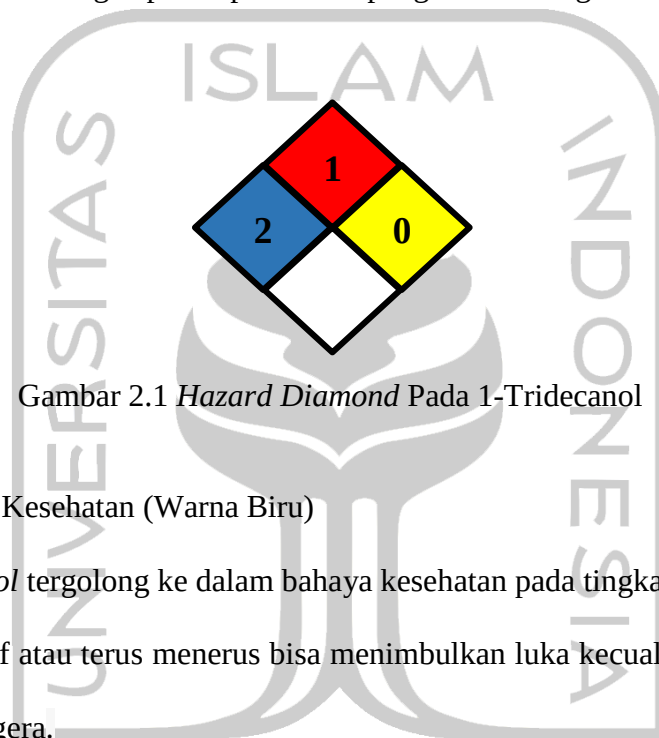
Tabel 2.1 Sifat Fisika Produk

Produk	<i>1-Tridecanol</i>	<i>Methanol</i>	<i>Palmatic Acid</i>
Rumus Molekul	$C_{13}H_{28}O$	CH_3OH	$C_{16}H_{32}O_2$
Wujud	Cair. Bening	Cair. Bening (1 atm. 30 °C)	Cair, putih bening
Berat molekul (g/mol)	254	32	320
Titik lebur (°C)	32	-97,8	69,2
Titik didih (°C)	274–280	64,2	352
Densitas (kg/m ³)	840	782,8	853
Viskositas (cP)	4,6 (70°C)	0,04073	7,8 (70°C)
Specific Gravity	0,822 (25 °C)	0,7915 (25°C)	0,849-0,851 (25 °C)
Kemurnian yang dihasilkan (%)	98	99,9	96
Sumber:	https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/ , (Yaws, 1999), https://wuxwang.com//		

2.1.2 Sifat Kimia Produk

1. 1-Tridecanol

1-Tridecanol merupakan cairan bening atau cairan tidak berwarna, agak kabur. *Tridecanol* adalah surfaktan non ionik yang dapat terurai secara alami memiliki kegunaan umum sebagai pendispersi dan pengemulsi dengan sifat pembasahan yang baik.



Gambar 2.1 Hazard Diamond Pada 1-Tridecanol

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

1-Tridecanol tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 2. Bahan pada paparan intensif atau terus menerus bisa menimbulkan luka kecuali jika ada pertolongan segera.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

1-Tridecanol tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa *1-Tridecanol* memiliki sifat pemanas agar menyala pada temperatur 90°C atau 200°F.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

1-Tridecanol tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan *1-Tridecanol* memiliki kondisi yang stabil bahkan apabila dalam kondisi terbakar sekalipun.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

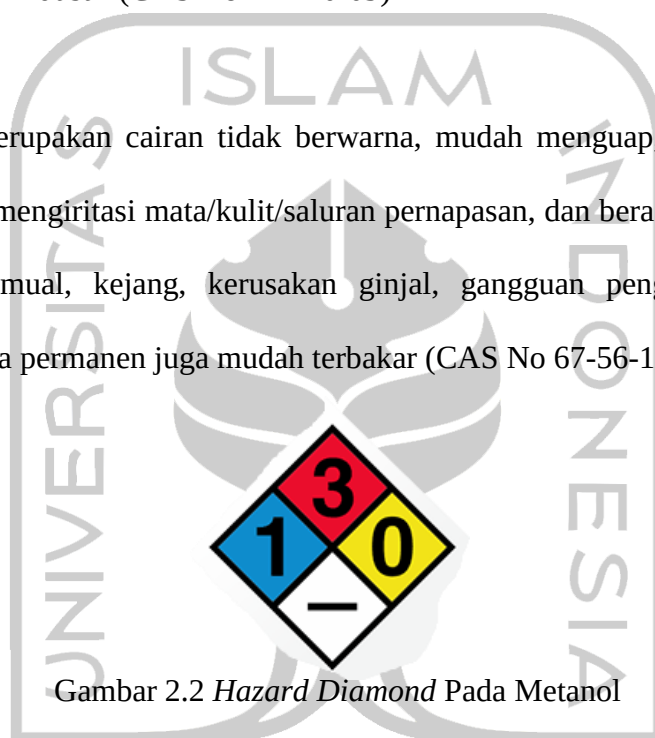
1-Tridecanol tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

e. Kegunaan Produk

1-Tridecanol dengan kemurnian 98% biasa digunakan untuk reagen yang berguna dalam sintesis tris(tridecyl) trimellitate (sc-475735) (sumber:sbt.com). Selain itu *1-Tridecanol* banyak digunakan sebagai pelumas untuk dan emulsi agent dalam industri (CAS No 112-70-09)

2. Metanol

Metanol merupakan cairan tidak berwarna, mudah menguap, sedikit berbau alkohol, dapat mengiritasi mata/kulit/saluran pernapasan, dan beracun. Juga Dapat menyebabkan mual, kejang, kerusakan ginjal, gangguan penglihatan seperti kebutaan hingga permanen juga mudah terbakar (CAS No 67-56-1).



Gambar 2.2 Hazard Diamond Pada Metanol

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Metanol tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa metanol dapat menyebabkan iritasi dan cedera sisa ringan.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Metanol tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 3. Hal ini menunjukkan bahwa Cairan siap menyala pada kondisi suhu sekitar. Cairan memiliki titik nyala di bawah 23°C (73°F) dan titik didih pada atau di atas 38°C (100°F) atau titik nyala antara 23°C (73°F) dan 38°C (100°F).

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Metanol tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa metanol memiliki kondisi yang stabil bahkan apabila dalam kondisi terbakar sekalipun.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

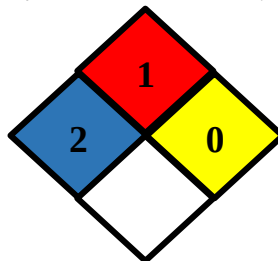
Metanol tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

e. Kegunaan Metanol

Metanol biasa dijual pada kemurnian 99,9% sebagai bahan baku utama pembuatan kimia lain. Metanol menjadi produk utama dalam industri kimia yang digunakan untuk memproduksi bahan kimia lain seperti formaldehida, asam asetat, plastic (seperti polipropilena dan polietilena) dan lainnya. Penggunaan metanol pada lain juga digunakan sebagai campuran bensin untuk produksi biodiesel atau dalam bentuk metil tert-butyl eter (MTBE) dan dimetil eter (DME) (CAS No 67-56-1).

3. *Palmitic Acid*

Palmitic acid juga bernama lain *hexadecanoic acid* memiliki bau ringan dan penampilan putih atau pucat, dan dapat bertahan hingga dua tahun bila disimpan sesuai dengan petunjuk dalam produk MSDS (satu tahun dalam bentuk cair). Dapat berupa cairan maupun padatan tablet. (CAS 57-10-3)



Gambar 2.3 Hazard Diamond Pada *Palmitic Acid*

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Palmitic acid tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 2. Bahan pada paparan intensif atau terus menerus bisa menimbulkan luka kecuali jika ada pertolongan segera.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Palmitic acid tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa *palmitic acid* memiliki sifat pemanas agar menyala pada temperatur 90°C atau 200°F.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Palmitic acid tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan *palmitic acid* memiliki kondisi yang stabil bahkan apabila dalam kondisi terbakar sekalipun.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Palmitic acid tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

e. Kegunaan *palmitic acid*

Di dalam industri kemurnian *Palmitic acid* minimal 95%. Sesuai dengan produk yang dihasilkan perancangan pabrik ini memiliki kemurnian 96%. *Palmitic acid* berguna untuk membantu menjaga kulit tetap halus dalam produksi sabun juga memiliki sifat penghilang noda. Maka banyak digunakan dalam industri kosmetik maupu pembersih (Sumber: Lungchemical.co.id).

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Sifat Fisika Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2.2 Sifat Fisika Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Spesifikasi	Bahan Baku			Bahan Pendukung
Nama senyawa	<i>Fatty Acids Methyl Ester</i>	<i>Myristic Acid</i>	<i>Hydrogen</i>	Tembaga-Mangan
Rumus Molekul	$C_{12}H_{24}O_2$ $C_{14}H_{28}O_2$ $C_{15}H_{30}O_2$ $C_{16}H_{32}O_2$ $C_{18}H_{36}O_2$	$C_{14}H_{28}O_2$	H_2	CuMn
Wujud	Cair	Cair, Bening (1 atm, 30°C)	Gas	Padat
Berat molekul (g/mol)	235,5	228,37	2,016	118,48
Titik lebur (°C)	56,8	54,5	-	-
Titik didih (°C)	340	326,2	-	-
Densitas (kg/m ³)	855 (30°C)	862 di 129°F	0,09	16400
Viskositas (cP)	3,3(30°C)	0,917 (70°C)	0,08342	-

Specific Gravity	0,86 (30°C)	0,86 – 0,87	0,0696	-
	Sumber: https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/ , (Yaws, 1999), data perhitungan perusahaan x			

2.2.2 Sifat Kimia Bahan Baku dan Bahan Pendukung

1. Metil Ester

Metil ester berpotensi berbahaya juga dapat mengakibatkan cedera serius bahkan kematian apabila penggunaan bahan ini tidak tepat. Produk ini mengandung bahan yang jika direaksikan dengan bahan lain dapat terbakar, menyala, atau meledak seperti ketika direaksikan dengan sumber pengapian, air, agen pengoksidasi, maupun asam (SDS 100-US). Dimana secara *standar National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang dapat juga disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*:



Gambar 2.4 *Hazard Diamond* pada Metil Ester

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Metil ester tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa metil ester dapat menyebabkan iritasi dan cedera sisa ringan.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Metil ester tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 1. Hal ini menunjukkan bahwa metil ester memiliki sifat pemanas agar menyala pada temperatur 90°C atau 200°F.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Metil ester tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa metil ester memiliki kondisi yang stabil bahkan apabila dalam kondisi terbakar sekalipun.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Metil Ester tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

Untuk sifat bahan baku *fatty acids methyl ester* (FAME) kurang lebih memiliki sifat yang sama dengan *myristic acid* karena didalam sumber yang dicari tidak ada yang menyebutkan spesifikasi sifat pada FAME juga karena komposisi FAME dari tiap produsen memiliki kandungan yang berbeda beda tergantung dengan jenis pengolahannya. Maka untuk sifat bahan baku *fatty acids methyl ester* (FAME) dapat diketahui melalui pendekatan data numerik dengan *myristic acid*.

2. Hidrogen

Secara kimia, hidrogen memiliki sifat yang berbahaya dapat menimbulkan ledakan apabila bereaksi dengan udara atau apabila dipanaskan, dapat menggantikan keberadaan oksigen dalam tubuh sehingga menyebabkan mati lemas secara mendadak, sangat mudah terbakar bahkan dengan nyala api yang tidak terlihat. Dimana secara standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704

atau yang dapat juga disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada hidrogen dapat ditunjukkan pada Gambar



Gambar 2.5 *Hazard Diamond* Pada Hidrogen

Sehingga, berdasarkan Gambar 2.5 di atas, hidrogen dapat tergolong ke dalam 4 hal sebagai berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Hidrogen tergolong ke dalam bahaya kesehatan pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa hidrogen bersifat aman. Sehingga, tidak diperlukan suatu tindakan pencegahan secara khusus.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Hidrogen tergolong ke dalam bahaya kebakaran pada tingkat 4. Hal ini menunjukkan bahwa hidrogen memiliki sifat yang sangat mudah menguap sehingga sangat mudah menyebar di udara sekitar. Akibatnya, hidrogen dapat dengan sangat mudah terbakar bahkan pada kondisi suhu ruangan dan tekanan normal.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Hidrogen tergolong ke dalam bahaya reaktivitas pada tingkat 0. Hal ini menunjukkan bahwa hidrogen memiliki kondisi yang stabil bahkan apabila dalam kondisi terbakar sekalipun.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Hidrogen tidak memiliki peringatan khusus (Airgas, 2020).

3. CuMn

CuMn atau *Copper Manganese* atau yang dikenal sebagai tembaga-mangan merupakan padatan katalis yang berbentuk *sphere* yang sangat cocok apabila digunakan untuk katalis proses hidrogenasi asam lemak, ester gliserida asam lemak dan ester alkil rendah asam lemak yang memiliki 1 sampai 4 atom karbon dalam radikal alkil. Katalis akan bekerja optimum ketika diberikan aktivasi dengan panas pada suhu dari 100 sampai 250°C sebelum hidrogenasi. (Patent, WO 2018/108451 A1). Kejenuhan katalis CuMn belum diketahui karena penelitian terbaru belum ada yang membuat *prototype* lama aktif nya. Maka dari itu berdasarkan umur katalis padat berbahan logam lainnya pergantian katalis CuMn dilakukan tiap satu tahun sekali.

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Bahan-bahan pendukung seperti katalis tembaga-mangan, sebagai medium untuk proses pembuatan *Fatty Alcohol*, di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

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

2.3.4 Pengendalian Proses Produk

Pengendalian proses produksi pada pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

a. Alat sistem kontrol

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

- *Temperature Control (TC)*

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

- *Flow Control (FC)*

Flow control merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa. (fluida terdiri dari *vapor* dan *liquid*)

- *Level Control* (LC)

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

- *Pressure Controller* (PC)

Pressure controller merupakan alat yang dipasang untuk mengontrol tekanan pada sistem, dengan cara mengatur *set point pressure* ke jumlah tertentu. *Control valve* dihubungkan dengan suatu saklar. Jika pada suatu proses, tekanan naik lebih dari *set point* maka saklar akan aktif dan mematikan secara otomatis *control valve*.

b. Aliran Sistem Kontrol

- Aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Contoh: (≠)
- Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (---)
- Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk aliran dari sensor ke *controller*.

2.3.5 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan menggunakan sistem kontrol, selain itu penerapan *quality management* juga diterapkan dibawah control departemen *quality assurance* juga *quality control*. Sehingga produk yang dihasilkan dapat terjaga kualitasnya dalam pemasaran. Juga memperhatikan kualitas produk pada saat pemipaan saat *loading* serta tangki yang digunakan untuk pembawaan produk sampai kepada konsumen.

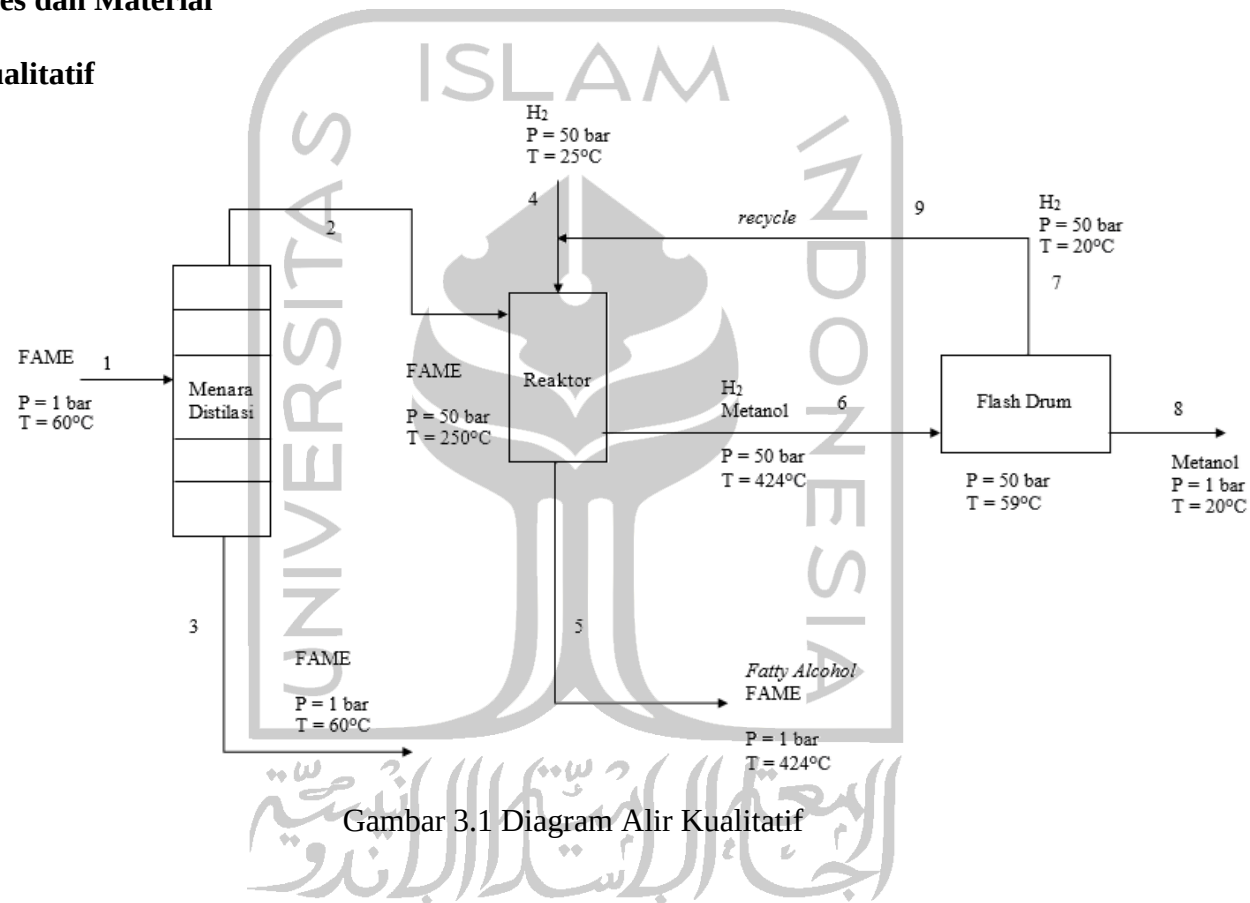


BAB III

PERANCANGAN PROSES

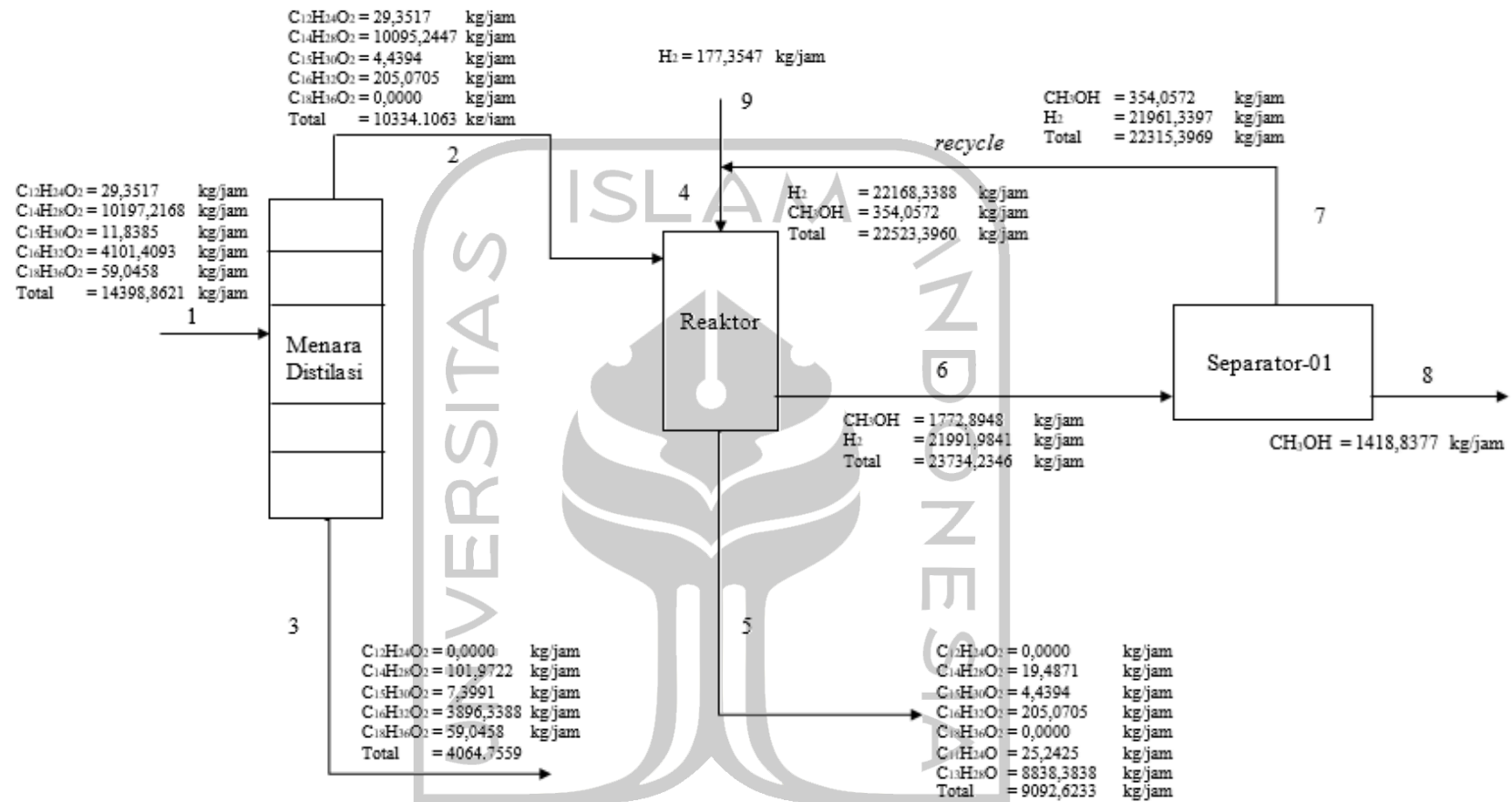
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Prarancangan pabrik *fatty alcohol* ini di produksi dengan kapasitas 70.000 ton/tahun menggunakan bahan baku *Fatty Acids Methyl Esters* (C12 dan C14 (*impurities*)) dengan hidrogen dengan bantuan katalis tembaga-mangan (CuMn) sehingga proses yang digunakan pada prarancangan pabrik ini menggunakan metode hidrogenasi. Proses untuk menghasilkan *fatty alcohol* (C₁₃H₂₈O) pabrik akan beroperasi selama 24 jam perhari dalam 330 hari selama 1 tahun.

Proses yang terjadi dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi pembuatan produk
3. Proses pemisahan dan pemurnian produk

3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Sebelum bahan baku direaksikan, terlebih dahulu bahan baku diberikan perlakuan agar siap direaksikan.

Untuk bahan baku *Fatty Acids Methyl Esters* terlebih dahulu dilakukan pemisahan menggunakan menara distilasi (V-101) yaitu pemisahan bahan baku FAME yang mengandung:

Tabel 3.1 Komposisi *Good Specimen* Perusahaan x (2023)

Komponen	Komposisi (mol)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,1468
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	44,7246
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	0,0489
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	16,0211

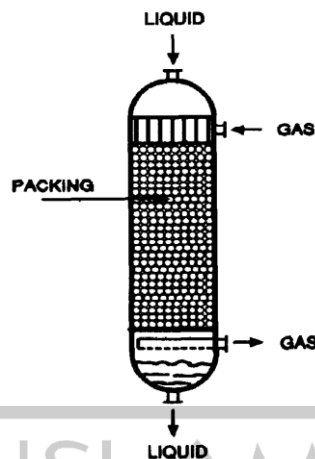
Karena jenis metil ester yang akan direaksikan hanya C₁₄H₂₈O₂. Dari hasil pemisahan bahan baku, metil ester yang terpisahkan dari proses fraksinasi metil

ester adalah $C_{14}H_{28}O_2$ dan sedikit kandungan $C_{12}H_{24}O_2$. Kemudian metil ester yang sudah terpisahkan tersebut akan melalui pompa untuk dinaikkan tekanannya menjadi 50 bar sebelum dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan bersama dengan hidrogen. Hidrogen sendiri tidak diberi perlakuan apapun sebelum memasuki reaktor, karena hidrogen yang tertampung pada tangki penyimpanan sudah dalam keadaan bertekanan 50 bar.

Katalis CuMn atau tembaga-mangan disiapkan dengan perlakuan aktivasi yaitu pengontakan panas disuhu $100^{\circ}C$ - $250^{\circ}C$ untuk mempersiapkan optimasi reaksi. Panas yang digunakan berasal dari bahan baku *fatty acid methyl esters* yang sudah memiliki suhu tinggi kemudian dimasukan terlebih dahulu kedalam reaktor dan dalirkan perlahan (sebagai bentuk aktivasi).

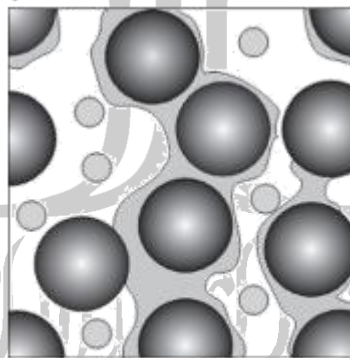
3.2.2 Proses Reaksi Pembuatan Produk

Pada pembuatan *fatty alcohol* digunakan reaksi hidrogenasi dengan bantuan katalis CuMn yang sudah diaktivasi menggunakan panas, yang mana proses reaksi terjadi didalam *packed bed reactor* yang berisikan katalis padat berbetuk tablet. Aliran pengontakan pada reaksi didalam reaktor ini menggunakan tipe aliran pengontakkan secara *cocurrent down flow* yang mana fluida cair dan fluida gas dimasukkan melalui atas reaktor (pengontakkan secara *cocurrent down flow* merupakan pengontakkan yang paling sering digunakan dalam industri ketika tekanan dan suhu reaktor tinggi (Aldahhan dkk, 1994)) dan untuk hasil produk reaktor fluida gas (hidrogen sisa dan metanol) akan keluar dari bagian samping bawah reaktor sedangkan keluran produk cair (*fatty alcohol*) akan keluar melalui bagian bawah reaktor.



Gambar 3.3 Cocurrent Down Flow (sumber: Aldahhan dkk, 1994)

Selain itu tipe pengaliran fluida menggunakan tipe *trickle flow regime* dimana fasa gas dan cair dilairkan secara kontinyu. Mula-mula fluida cair dialirkan pertama kali untuk mengaktivasi katalis yang terdapat dalam reaktor yang kemudian dialirkan secara kontinyu fluida gas dan diikuti dengan pengaliran secara kontinyu fasa cairannya.



Gambar 3.4 Trickle Flow Regime (sumber: Gunjal dkk, 2005)

3.2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Produk keluaran reaktor memiliki dua fasa, untuk produk utama reaktor keluar dari bagian bawah reaktor berbentuk fasa cairan yang memiliki komposisi $C_{13}H_{28}O$ dan sedikit kandungan $C_{11}H_{24}O$ (konversi 98% produk) yang kemudian diturunkan suhunya menggunakan *cooler* (E-106) dari suhu keluaran sebesar 250

°C menjadi 60 °C yang kemudian dialirkan untuk disimpan didalam tangki (TK-104) untuk produk *fatty alcohol*.

Untuk keluaran samping berupa fasa gas yang mengandung gas hidrogen yang tidak bereaksi (sisa hasil penggeser reaksi) dan produk samping reaksi berupa gas metanol dengan komposisi hidrogen : metanol sebesar 0,99:0,001, tetapi karena kandungan metanol yang terbentuk cukup banyak sekitar 11,0643 Kmol/jam, kemudian fasa gas tersebut diembunkan ke dalam kondensor parsial dan berakhir pada tangki pemisahan berupa *flash drum* yang akan memisahkan antara metanol yang sudah terembunkan terlebih dahulu dari hidrogen yang masih berfasa gas karena kedua komponen tersebut terpisah secara kesetimbangan uap-cair. Metanol cair keluar melalui bawah *flash drum* dan disimpan di tangki (TK-105) penyimpanan produk samping metanol yang mana sebelum itu sudah diturunkan terlebih dulu suhunya menjadi 30°C melalui *cooler* (E-105) (kemurnian metanol yang terpisahkan 99,9%). Gas hidrogen hasil keluaran atas *flash drum* akan dialirkan lagi kedalam proses sebagai bentuk *recycle* hidrogen.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

a. Reaktor (R-101)

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat R-101

Spesifikasi Umum Reaktor		
Kode	:	R-101
Fungsi	:	Berlangsungnya reaksi antara <i>Fatty Acid Methyl Esters</i> dan Hidrogen dengan katalis CuMn membentuk <i>Fatty Alcohol</i>
Jenis/Tipe	:	<i>Trickle packed bed reactor</i>
Mode Operasi	:	Semi - batch
Jumlah	:	1 (satu)
Harga, Rp	:	
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	250
Tekanan, Bar	:	50
Kondisi Proses	:	Adiabatis non--isothermal
Konstruksi dan Material Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA 304
Diameter (ID) shell, m	:	16
Tebal shell, in	:	8,755
Tinggi total, m	:	39
Jenis head	:	<i>Torispherical dished head (for high pressure design)</i>
Insulasi		
Bahan insulasi	:	Kalsium silikat
Konduktivitas panas, W/m,K	:	0,37
Tebal isolasi, m	:	0,355
Spesifikasi Khusus Reaktor		
Jenis katalis	:	Tembaga-Mangan (CuMn)

Bentuk katalis	:	Pellet
Ukuran katalis, mm	:	4 (empat)
Tinggi tumpukan, m	:	9
Prositas tumpukan	:	0,77
WHSV/jam	:	1,6
<i>Pressure drop</i> , Pa	:	0,623
<i>Solid loading</i> , kg	:	271
<i>Liquid Holdup</i> , menit	:	38

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

a. Menara Distilasi (V-101)

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat V-101

Menara Distilasi		
Nama dan Kode	:	V-101
Fungsi	:	Memisahkan FAME berupa $C_{14}H_{28}O_2$ dan $C_{16}H_{32}O_2$ berdasarkan titik didih
Jenis	:	<i>Plate Tower</i>
Tipe	:	<i>Sieve Tray Column</i>
Material	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi (Suhu, C)		
a. Umpan	:	340
b. Distilat	:	327,8
c. Bottom	:	364,8
Spesifikasi Alat		
<i>Shell</i>		
a. Diameter dalam, m	:	2,26
b. Tebal, m	:	0,005
<i>Head</i>		
a. Jenis	:	<i>Torispeherical Flanged and Dished</i>
b. Tebal, m	:	0,0063
c. Material	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Untuk tipe menara <i>tray</i>		
a. Jenis <i>tray</i>	:	<i>Sieve tray</i>
b. <i>Feed plate</i>	:	14
c. Jumlah <i>plate</i> aktual	:	28
d. Susunan <i>hole</i> , m	:	<i>Triangular</i>
e. Diameter <i>hole</i> , m	:	0,005
f. <i>Tray spacing</i>	:	0,5
g. Jumlah lubang, buah	:	98,511
Jumlah	:	1 (satu)

b. Flash Drum (V-103)

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat V-103

Flash Drum		
Nama dan Kode	:	V-103
Fungsi	:	Memisahkan campuran fasa uap hidrogen dan cair metanol dari keluaran reaktor
Jenis	:	<i>Silinder Vertical Hemispherical Head</i>
Material	:	<i>Carbon Steel Grade 283 C</i>
Kondisi Operasi		
a. Suhu, C	:	59
b. Tekanan, atm	:	49,3462
Spesifikasi Alat		
<i>Shell</i>		
a. Diameter luar, m	:	2,188
b. Tebal, m	:	0,0254
<i>Head</i>		
a. Tinggi, m	:	1,145
b. Tebal, m	:	0,0254
Tinggi Total, m	:	9,5001
Jumlah	:	1 (satu)

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

a. Accumulator (V-102)

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat V-102

Accumulator		
Fungsi	:	Sebagai penampung arus keluaran atas menara distilasi dari kondensor serta untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Jumlah	:	1 (satu)
Tipe	:	<i>Cylinder Horizontal</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	328
Tekanan, atm	:	1
Spesifikasi Alat		
Volume Tangki, ft ³	:	424,3392
Diameter Tangki, m	:	0,7847
Panjang Tangki, m	:	5,0955
Tebal <i>Shell</i> , m	:	0,005
Tebal <i>Head</i> , m	:	0,005
Tinggi <i>Head</i> , m	:	0,1937
Panjang Tangki, m	:	5,0955
Harga, Rp	:	76.537.263,75

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

a. Tangki penyimpanan bahan baku

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Tangki	TK-101	TK-102
Fungsi peruntukan alat	Tangki penyimpanan <i>Fatty Acid Methyl Ester</i>	Tangki penyimpanan Hidrogen
Lama penyimpanan	7 hari	Satu kali proses
Fasa	Cair	Gas
Jumlah tangki	1	1
Jenis tangki	Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)	<i>Spherical tank</i>
Kondisi operasi	Suhu: 100 °C	Suhu: 25 °C
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 50 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
	Volume tangki: 810,8 m ³	Volume tangki: 6448,91 m ³
	Diameter: 14 m	Diameter: 23 m
	Tinggi total tangki: 6,127 m	Tinggi total tangki:
	<i>Course Plate</i> : 3	Tebal <i>shell</i> : 3,4 in
<i>Head dan Bottom</i>	Jenis <i>head</i> : <i>Conical head</i>	Jenis <i>head</i> : -
	Tebal <i>head</i> : 1,125 in	Tebal <i>head</i> : -
	Jenis <i>bottom</i> : <i>Flat</i>	Jenis <i>bottom</i> : -

	Tebal <i>bottom</i> : 0,25 in	Tebal <i>bottom</i> : -
--	-------------------------------	-------------------------

b. Tangki penyimpanan poduk

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Tangki	TK-103	TK-104	TK-105
Fungsi peruntukan alat	Untuk penyimpanan produk sampping keluaran metil ester fraksinasi	Untuk penyimpanan produk <i>Fatty Alcohol</i>	Untuk penyimpanan produk samping metanol
Lama penyimpanan	7 hari	7 Hari	7 Hari
Fasa	cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1
Jenis tangki	Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)	Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)	Silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan bagian atas berbentuk kerucut (<i>conical</i>)
Kondisi operasi	Suhu: 80°C	Suhu: 60°C	Suhu: 30°C
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Stainless Steel SS-316</i>
	Volume tangki: 240 m ³	Volume tangki: 490 m ³	Volume tangki: 90 m ³
	Diameter: 9 m	Diameter: 11 m	Diameter: 4,5 m
	Tinggi total tangki: 4 m	Tinggi total tangki: 5 m	Tinggi total tangki: 5,5 m

	<i>Course Plate: 2</i>	<i>Course Plate: 3</i>	<i>Course Plate: 2</i>
<i>Head dan Bottom</i>	Jenis head: <i>Conical head</i>	Jenis head: <i>Conical head</i>	Jenis head: <i>Conical head</i>
	Tebal head: 1,125 in	Tebal head: 1,125 in	Tebal head: 1,125 in
	Jenis bottom: <i>Flat</i>	Jenis bottom: <i>Flat</i>	Jenis bottom: <i>Flat</i>
	Tebal bottom: 0,25 in	Tebal bottom: 0,25 in	Tebal bottom: 0,25 in



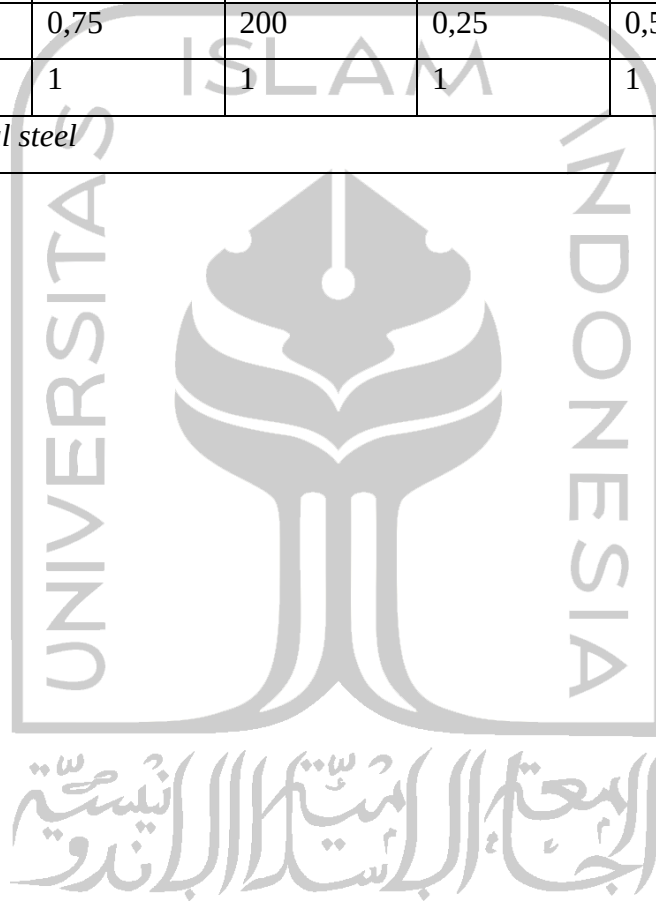
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

a. Alat Transportasi Fluida Cair

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Fluida Cair

Spesifikasi	Pompa							
Kode	P-101 A/B	P-102 A/B	P-103 A/B	P-104 A/B	P-105 A/B	P-106 A/B	P-107 A/B	P-108 A/B
Fungsi	Mengalirkan FAME dari TK-101 ke Menara destilasi V-101	Mengalirkan Distilat FAME dari V-102 ke menara destilasi V-101	Mengalirkan dan menaikkan tekanan Distilat FAME (1 atm-50 atm) dari V-102 ke Cooler E-103	Mengalirkan <i>Bottom</i> FAME dari E-102 ke cooler E-104	Mengalirkan hasil <i>Fatty Alcohol</i> dari R-101 ke cooler E-107	Mengalirkan Metanol <i>Flash Drum</i> V-103 ke tangki TK-105	Mengalirkan H ₂ O dari Utilitas menuju valve	Mengalirkan Dowtherm A dari Utilitas menuju condensor partial E-108
Kondisi operasi								
Viskositas (cP)	1,658	0,103	0,103	0,189	0,025	0,540	0,818	3,558
Kapasitas (m ³ /jam)	20,828	49,141	19,047	7,971	21,092	2,162	148,305	102,771
<i>Pump head</i> (m)	4,266	3,896	2557,135	5,435	3,984	3,198	7,399	4,138

Suhu fluida °C	100	327	327	370	534	25	30	30
Submersibility	<i>Immersed</i>							
Jenis pompa	<i>Single stage centrifugal pump</i>							
Efisiensi pompa	65%	79%	60%	50%	80%	40%	85%	81%
Daya motor (HP)	0,75	0,75	200	0,25	0,5	0,083	7,5	5
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1	1
Material	<i>Commersial steel</i>							



3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Condensor (E-101)

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat E-101

Fungsi	Mengembunkan hasil keluaran atas Menara Distilasi (V-101)	
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Inner Pipe
Suhu Masuk	327,80 °C	30 °C
Suhu Keluar	327,43 °C	60 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	3.101.988 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	Annulus	Inner Pipe
Panjang	12 ft	
Hairpin	6 buah	
ID	3,608 in	2,067 in
OD	3,5 in	2,38 in
A	66,024 ft ²	
Pressure Drop	0,18548 psi	1,088 psi
Rd	0,0007 btu/jam.ft ² . °F	

b. Reboiler (E-102)

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat E-102

Fungsi	Menguapkan hasil keluaran bawah Menara Distilasi (V-101)
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Tipe	<i>Steam</i>

Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk	364,85 °C	370 °C
Suhu Keluar	365,35 °C	370 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	3.069.649,8 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	Shell	Tube
Panjang	24 ft	
Passes	1	2
BWG	18	18
Baffle	29,15	
ID	39 in	1,15 in
OD		1,25 in
Nt		449 buah
Pressure Drop	5,0952 psi	0,1359 psi
Rd	0,0015 btu/jam.ft ² . °F	

c. **Heater (H-101)**

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat H-101

Fungsi	Memanaskan suhu <i>Fatty Acid Methyl Esters</i> sebelum masuk Menara Distilasi (V-101)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	<i>Steam</i>	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	60 °C	370 °C
Suhu Keluar	339,86 °C	370 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	10.682.914 btu/jam	

Spesifikasi Alat		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang	24 ft	
Passes	2	4
BWG	18	18
Baffle	11,44 in	
ID	15,25 in	1,15 in
OD		1,25 in
Nt		45 buah
Pressure Drop	0,2073 psi	2,8572 psi
Rd	0,0030 btu/jam.ft ² . °F	

d. *Heater (H-102)*

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat H-102

Fungsi	Memanaskan suhu Hidrogen sebelum masuk reaktor (R-101)	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	Shell	Tube
Suhu Masuk	59 °C	370 °C
Suhu Keluar	242 °C	370 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	69.259.003 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	Shell	Tube
Panjang	24 ft	
Passes	1	2
BWG	18	18
Baffle	18,75 in	
ID	25 in	1,15 in

OD		1,25 in
Nt		164 buah
Pressure Drop	6,0092 psi	2,0719 psi
Rd	0,0016 btu/jam.ft ² . °F	

e. Cooler (E-103)

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat E-103

Fungsi	Mendinginkan produk luaran bawah Menara Distilasi (V-101) sebelum masuk ke tangki penyimpanan (TK-103)	
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	Annulus	Inner Pipe
Suhu Masuk	30 °C	365 °C
Suhu Keluar	60 °C	80 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	2.367.956 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	Annulus	Inner Pipe
Panjang	20 ft	
Hairpin	13 buah	
ID	4,0260 in	3,0680 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	79,4730 ft ²	
Pressure Drop	0,2043 psi	0,0549 psi
Rd	0,0024 btu/jam.ft ² . °F	

f. Cooler (E-105)

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat E-105

Fungsi	Mendinginkan produk luaran bawah <i>Flash Drum</i> (V-103) sebelum masuk ke tangki penyimpanan (TK-103)	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Tipe	Air Pendingin	
Kondisi Operasi		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	30 °C	59 °C
Suhu Keluar	60 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	55.000,1657 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	42 buah	
ID	2,0670 in	2,0670 in
OD	2,38 in	2,38 in
A	36,540 ft ²	
Pressure Drop	1,6220 psi	1,6220 psi
Rd	0,0024 btu/jam.ft ² . °F	

g. Cooler (E-106)

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat E-106

Fungsi	Mendinginkan produk cair Reaktor (R-101) sebelum masuk ke tangki penyimpanan (TK-104)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Tipe	Air Pendingin
Kondisi Operasi	

	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Suhu Masuk	30 °C	250 °C
Suhu Keluar	60 °C	60 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	2.895.603 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	<i>Annulus</i>	<i>Annulus</i>
Panjang	12 ft	
Hairpin	52 buah	
ID	4,026 in	3,068 in
OD	4,5 in	3,5 in
A	190,736 ft ²	
<i>Pressure Drop</i>	4,3128 psi	0,4943 psi
Rd	0,0022 btu/jam.ft ² . °F	

h. *Condensor Partial* (E-104)

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat E-104

Fungsi	Mengembunkan metanol dari luaran Reaktor (R-101) sebelum masuk <i>Flash Drum</i> (V-103)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tipe	Dowtherm A	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	30 °C	250 °C
Suhu Keluar	95 °C	59 °C
Tekanan	1 atm	
Beban Panas	55.860.063 btu/jam	
Spesifikasi Alat		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Panjang	24 ft	

Passes	4	8
BWG	18	18
Baffle	37 in	
ID	27,75 in	1,15 in
OD		1,25 in
Nt		357 buah
Pressure Drop	2,9146 psi	0,1224 psi
Rd	0,0008 btu/jam.ft ² . °F	

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.17 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 9	Arus 3	Arus 5	Arus 8
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	29,352	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	10.197,217	0,0000	101,972	19,487	0,0000
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	11,839	0,0000	7,399	4,439	0,0000
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	4.101,409	0,0000	3896.339	205,071	0,0000
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	59,0458	0,0000	59.046	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	177,355	0,0000	0,0000	0,0000
C ₁₁ H ₂₄ O	0,0000	0,0000	0,0000	25,243	0,0000
C ₁₃ H ₂₈ O	0,0000	0,0000	0,0000	8.838,384	0,0000
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1.418,8377
Total	14.398,862	177,355	4064.756	90.92,623	1.418,838
	14.576,217		14.576,217		

3.4.2 Neraca Massa Alat

Tabel 3.18 Neraca Massa V-101

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2 (<i>Distilate</i>)	Arus 3 (<i>Bottom</i>)
$C_{12}H_{24}O_2$	29,3517	29,3517	0,0000
$C_{14}H_{28}O_2$	10.197,2168	10.095,2447	101,9722
$C_{15}H_{30}O_2$	11,8385	4,4394	7,3991
$C_{16}H_{32}O_2$	4.101,4093	205,0705	3.896,3388
$C_{18}H_{36}O_2$	59,0458	0,0000	59,0458
Total	14.398,8621	10.334,1063	4.064,7559
		14.398,8621	

Tabel 3.19 Neraca Massa R-101

Komponen	Reaktor			
	input (kg/jam)		output (kg/jam)	
	cair	gas	cair	gas
	Arus 2	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$C_{12}H_{24}O_2$	29,3517	0,0000	0,0000	0.0000
$C_{14}H_{28}O_2$	10.109,2185	0,0000	33,4609	0.0000
$C_{15}H_{30}O_2$	4,4394	0,0000	4,4394	0.0000
$C_{16}H_{32}O_2$	205,0705	0,0000	205,0705	0.0000
$C_{18}H_{36}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000	0.0000
H_2	0,0000	22.169,3388	0,0000	21.991,984
$C_{11}H_{24}O$	0,0000	0,0000	25,2425	0,0000
$C_{13}H_{28}O$	0,0000	0,0000	8.838,3838	0,0000
CH_3OH	0,0000	354,0572	0,0000	1.772,8948
Total	10.348,0801	22.523,396	10.525,4348	22.346,041
Total	32.871,4761		32.871,4761	

Tabel 3.20 Neraca Massa V-103

Komponen	Flash Drum		
	input (kg/jam)	output (kg/jam)	
		Cair	gas
	Arus 6	Arus 8	Arus 7
$C_{12}H_{24}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{14}H_{28}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{15}H_{30}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{16}H_{32}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{18}H_{36}O_2$	0,0000	0,0000	0,0000
H_2	21.961,3397	0,0000	21.961,3397
$C_{11}H_{24}O$	0,0000	0,0000	0,0000
$C_{13}H_{28}O$	0,0000	0,0000	0,0000
CH_3OH	1.772,8948	1.418,8377	354,0572
Subtotal	23.734,2346	1.418,8377	22.315,3969
Total	23.734,2346	23.734,2346	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Alat

Tabel 3.21 Neraca Panas H-101

Komponen Energi	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/Jam)	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/Jam)
Q input	423.322,7255	-	15.645.775,6818	-
Q output	-	8.072.003,346	-	88.717.892,7186
Q pemanas	7648.680,621	-	73.072.117,0368	-
Total	8.072.003,346	8.072.003,346	88.717.892,7186	88.717.892,7186

Tabel 3.22 Neraca Panas Cooler

Komponen	E-103		E-105		E-106	
	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)
Q input	6.143,20	-	68.070,20	-	3.326.659,42	-
Q output	-	14.090	-	10.041,95	-	271.635,92
Q pendingin	-	6.129,11	-	58.028,25	-	3.055.023,50
Total	6.143,20	6.143,20	68.070,20	68.070,20	3.326.659,42	3.326.659,42

Tabel 3.23 Neraca Panas V-101

Komponen	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/jam)
Q umpan	12.392.023,3620	-
Q distilat	-	8.281.938,4533
Q bottom	-	4.204.333,3256
Q kondensor	-	-19.303.525,5477
Q reflux	-	21.371.760,4378
Q vapor	-	10.350.173,3434
Q reboiler	-19.209.277,1308	-
Total	-6.817.253,7688	-6.817.253,7688

Tabel 3.24 Neraca Panas E-102

Komponen	Q masuk (kJ/Jam)	Q keluar (kJ/Jam)
Q input	47.024.178,92	-
Q output	-	47.107.144,4
Q pemanas	82.965,47919	-
Total	47.107.144,4	47.107.144,4

Tabel 3.25 Neraca Panas R-101

Komponen Energi	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/Jam)
Q input	10.587,65363	-

Q output	-	187.336,6567
Q generasi	-176.749,0031	-
Total	187.336,6567	187.336,6567

Tabel 3.26 Neraca Panas E-104

Komponen	Q Masuk (kJ/Jam)	Q Keluar (kJ/Jam)
Q input	68.601.636,4747	-
Q output gas	-	9.588.735,2094
Q output cair	-	77.406,5035
Q pendingin	-	58.935.494,7619
Total	68.601.636,4747	68.601.636,4747



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan faktor yang sangat penting sehingga harus direncanakan dengan baik dan tepat karena sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari pabrik yang akan didirikan. Salah satu faktor yang mempengaruhi adalah letak geografis pada suatu pabrik yang dapat memaksimalkan proses produksi dan kegiatan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan, sehingga dapat menekan kebutuhan ekonomi. Selain itu, pemilihan lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat disekitar lokasi. Dengan pertimbangan diatas Perancangan Pabrik *fatty alcohol* kapasitas 70.000 ton/tahun ini akan didirikan di daerah Kawasan Industri Terpadu Wilmar, Serang, Banten.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik juga ditinjau dari faktor faktor berikut:

4.1.1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku diperlukan untuk menjamin kontinuitas produksi suatu pabrik. Bahan baku dalam pembuatan pabrik *fatty alcohol* adalah *fatty acid methyl ester* (FAME) dan gas hidrogen. Dimana FAME ini diperoleh dari hasil pengolahan perusahaan PT. Multimas Nabati Asahan (Wilmar group) yang bertempat di Kawasan Industri Terpadu Wilmar, Serang Banten. Sementara gas hidrogen diperoleh dari pembelian secara langsung pada PT. Putra Sinar Gas yang terletak di Kota Tangerang, Banten.

4.1.2. Pemasaran Produk

Target pasar produk *fatty alcohol* ini adalah pemenuhan kebutuhan *fatty alcohol* dalam maupun luar negeri, yang mana *fatty alcohol* ($C_{13}H_{26}O$) merupakan senyawa yang digunakan sebagai surfaktan untuk kebutuhan bidang pertanian, kertas & pulp, dan kosmetik serta digunakan sebagai penstabil dan emulsi *agent* pada industri deterjen dan sabun. Target penjualan dalam negeri untuk wilayah Jawa, Sumatera, dan Kalimantan, sementara target luar negeri untuk wilayah ASEAN.

4.1.3. Sarana Transportasi dan Telekomunikasi

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik Kawasan Industri Terpadu Wilmar, Kota Serang, Banten, termasuk kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dimana tersedia lahan dan infrastruktur yang memadai seperti jalan raya yang memudahkan transportasi maupun pendistribusian produk ke tujuan melalui jalur darat, adapun pelabuhan kepemilikan Wilmar yang berskala besar yang dapat digunakan dan mempermudah akses pengiriman bahan baku import ataupun pendistribusian produk ekspor ke luar negeri melalui jalur laut. Telekomunikasi

seperti jaringan telepon dan internet sudah tersedia dengan *provider* yang cukup baik.

4.1.4. Utilitas

Kelancaran operasi pabrik, perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti air, listrik, dan bahan bakar, agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Kawasan Industri Terpadu Wilmar, Kota Serang, Banten, dekat dengan sumber air yaitu sungai Berung yang mempunyai debit air cukup besar dengan fluktuasi antara musim hujan dan musim kemarau relatif kecil. Sumber tenaga listrik dapat diperoleh dari PLN dan generator pabrik sebagai cadangan jika PLN mengalami gangguan. Bahan bakar generator yaitu solar diperoleh dari Pertamina yang gudang bahan bakarnya masih berada disekitar Kawasan Industri Terpadu Wilmar.

4.1.5. Tenaga Kerja

Jumlah kebutuhan tenaga kerja dapat dipenuhi, baik dari sekitar lokasi maupun luar lokasi pabrik. Jumlah dan keterampilan tenaga kerja harus sesuai dengan kriteria perusahaan. Selain itu, perlu dipertimbangkan gaji minimum di daerah tersebut, jumlah waktu kerja, adanya industri lain di daerah tersebut, keanekaragaman keterampilan, pendidikan masyarakat sekitar, dan lain-lain. Dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan dapat menurunkan angka TPT (Tingkat Pengangguran Terbuka).

4.1.6. Keadaan Iklim

Rata rata suhu iklim sekitar wilayah Kota Serang, Banten, suhu normal daerah tersebut sekitar 23°C – 32°C yang mana merupakan suhu optimum dan baik untuk penjalanan proses, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.7. Lingkungan dan Masyarakat

Diperkirakan sikap dari masyarakat sekitar akan cukup baik dengan adanya pabrik baru. Hal tersebut disebabkan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka yang dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakatnya. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak mengganggu keamanan dan keselamatan masyarakat karena dampak serta faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum berdirinya pabrik ini.

4.1.8. Limbah Industri

Tempat pengolahan limbah industri di sekitar wilayah sudah terarah karena tempat pengolahan limbah di pabrik Kawasan Industri Terpadu Wilmar bisa beberapa diintegrasikan ke dalam proses pengolahan limbah.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan lokasi bagian pabrik yang meliputi daerah proses, utilitas, perkantoran, dan fasilitas pendukung lainnya. Tata letak pabrik harus dirancang agar penggunaan area pabrik aman dan efisien. Penempatan alat-alat produksi harus diperhatikan agar keamanan, keselamatan, dan kenyamanan pekerja terpenuhi. Selain alat produksi, terdapat fasilitas pendukung seperti kantin, tempat ibadah, poliklinik, kantor, aula, bengkel, dan sebagainya. Penempatan fasilitas pendukung ditempatkan pada posisi yang tidak mengganggu jalannya proses produksi.

Keuntungan pengaturan tata letak pabrik yang baik menurut Peters, 2009 diantaranya dapat mengurangi jarak antara transportasi dan produksi, sehingga dapat mengurangi *material handling* juga mengurangi biaya produksi dan meningkatkan keselamatan kerja.

Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik (Peters, 2004):

- a. Urutan rangkaian proses produksi,
- b. Perluasan lokasi pabrik,
- c. Distribusi ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, steam process, serta tenaga listrik,
- d. Pemeliharaan serta perbaikan komponen-komponen dalam pabrik,
- e. Keamanan (*safety*) dan keselamatan kerja,
- f. Luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi bangunan yang telah memenuhi syarat.
- g. Perencanaan tata letak pabrik yang fleksibel dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak membutuhkan biaya yang mahal.
- h. Pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti ruang ibadah, kantin, toilet, tempat parkir, dan sebagainya diatur dengan baik sehingga tidak jauh dari lokasi kerja.

Berikut merupakan hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

2) Keamanan

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

3) Luas Area yang tersedia

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

4) Bangunan

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

5) Instalasi dan Utilitas

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

6) Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

a) Daerah Administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari:

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, dan masjid.

b) Daerah Proses dan Perluasan

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

Ruang kontrol sebagai pusat pengendaliann berlangsungnya proses.

c) Daerah Pergudangan, Bengkel, Garasi dan Loading Space

d) Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

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

e) Daerah Pengolahan Limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Berikut merupakan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut:

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Perluasan 1	105	25	2625
2	Area Perluasan 2	105	50	5250

3	Area Proses	105	50	5250
4	Ruang Kontrol Proses	10	15	150
5	Area Gudang Penyimpanan	32	33	1056
6	Area <i>Loading Space</i>	32	13	416
7	Area Parkir Truk	32	20	640
8	Area Utilitas	42	33	1386
9	Area Kontrol Utilitas	10	10	100
10	Area Unit Pengelolaan Lingkungan	35	31	1085
11	Ruang Alat	47	31	1457
12	Ruang Arsip	23	31	713
13	Klinik	41	20	820
14	Laboratorium	41	20	820
15	Pos Jaga 2	15	10	150
16	Ruang Teknik	31	31	961
17	Kantor Pemadam	31	31	961
18	Bengkel	31	31	961
19	Taman	31	20	620
20	Kantor Utama	95	70	6650
21	Area Halaman Kantor	10	70	700
22	Area Parkir Karyawan	105	23	2415
23	<i>Smoking Space</i>	15	15	225
24	ATM Center	20	15	300
25	Koperasi	35	15	525
26	Pos Jaga 1	45	15	675
27	Masjid	20	39	780
28	Kantin Utama	66	39	2575
29	Taman 2	66	15	990
30	Mess Karyawan	85	66	5610
31	Gedung Olahraga	23	63	1449

Luas bangunan (m ²)	1.174	875	40.439
Luas tanah (m ²)	1.384	950	48.314



Gambar 4.2 Layout Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada

permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

4.3.2 Aliran udara

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

4.3.3 Pencahayaan

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

4.3.4 Lalu Lintas Manusia

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

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Penempatan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi serta menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, dari segi ekonomi, hal tersebut dapat menguntungkan.

4.3.6 Jarak Antara Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran

pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

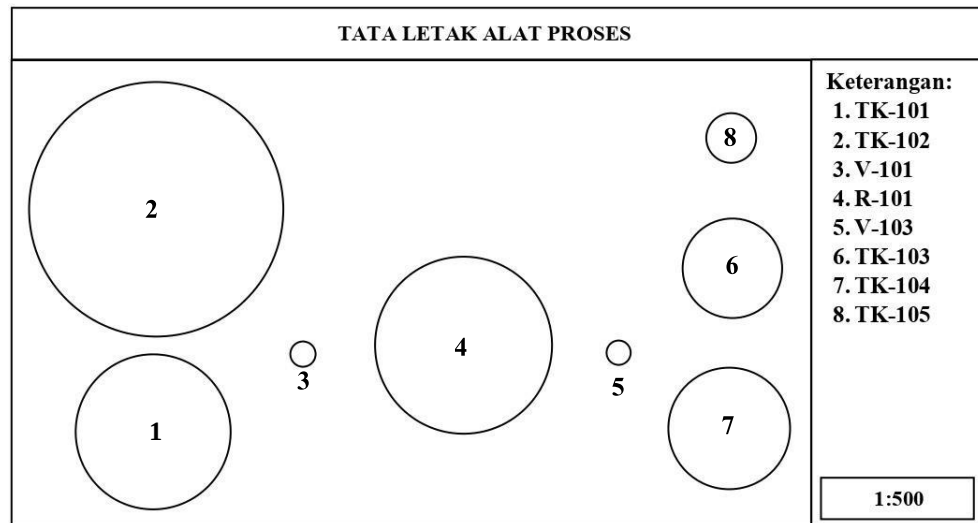
- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
- c. Biaya *material handing* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi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

4.3.7 Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan. Berikut merupakan *layout* tata letak alat proses yang terdapat pada Gambar 4.3 berikut



4.3.8 Tata Letak Alat Proses



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik *fatty alcohol* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut:

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan

akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

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

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

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.

- 5) Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.4.2 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

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

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

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk

mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

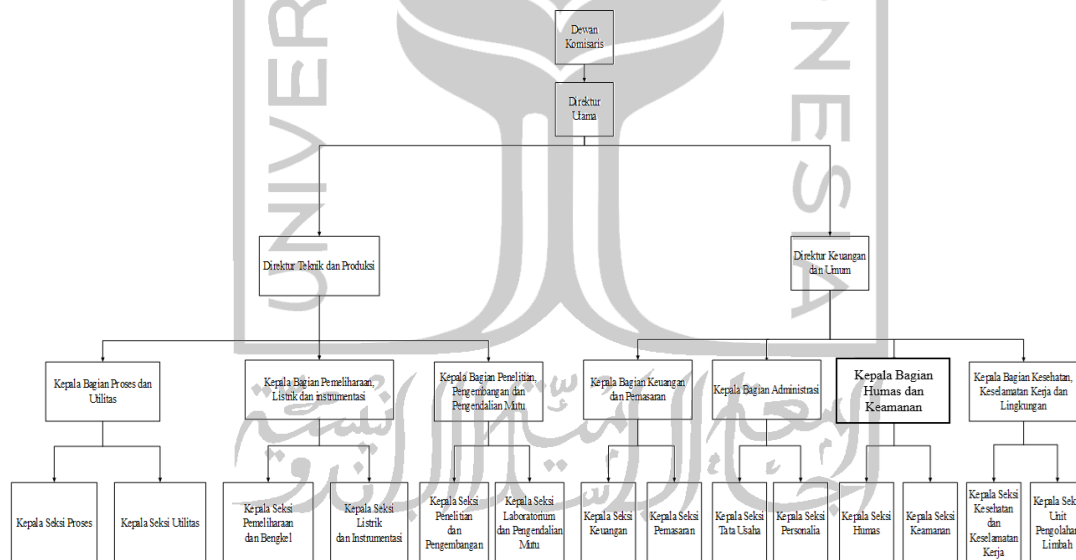
- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

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

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

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

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



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik *Fatty Alcohol*

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai

bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

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 kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama meliputi direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.

1. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
3. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

d. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian 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 :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.
2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
3. Kepala Bagian Penelitian Pengembangan dan Pengendalian Mutu mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
5. Kepala Bagian Administrasi bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

e. 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.

1. Kepala Seksi Proses

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

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

7. Kepala Seksi Keuangan

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

8. Kepala Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Kepala Seksi Tata Usaha

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

10. Kepala Seksi Personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

11. Kepala Seksi Humas

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

12. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

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

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis :

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat :

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4.2 Jadwal Kerja

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan :

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

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut Tabel 4.2 merupakan rincian jumlah tenaga kerja dan sistem penggajiannya.

Tabel 4.3 Jumlah tenaga Kerja dan Sistem Penggajian

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000

3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
4	Staf Ahli	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
25	Karyawan Personalia	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
26	Karyawan Humas	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
27	Karyawan Litbang	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
28	Karyawan Pembelian	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
30	Karyawan Administrasi	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000

32	Karyawan Proses	15	Rp 8.000.000	Rp 120.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
36	Karyawan Utilitas	12	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
38	Operator proses	23	Rp 5.000.000	Rp 117.000.000
39	Operator Utilitas	12	Rp 5.000.000	Rp 58.500.000
40	Sekretaris	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000
41	Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000
42	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
43	Satpam	6	Rp 3.500.000	Rp 21.000.000
44	Supir	8	Rp 3.500.000	Rp 28.000.000
45	Cleaning Service	7	Rp 3.300.000	Rp 23.100.000
Total		169	Rp 596.300.000	Rp 1.393.600.000

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 25 setiap bulannya. Apabila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

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

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

- Jamsostek
- Uang makan

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Pakaian kerja

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

c. Makan dan minum

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

d. Koperasi

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

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

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

f. Jamsostek

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

g. Tempat ibadah

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

h. Transportasi

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

i. Hak cuti

1) Cuti tahunan

Diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.

2) Cuti massal

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

3) Cuti hamil

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

Adapun jenjang kepemimpinan dalam pabrik adalah sebagai berikut :

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

BAB V

UTILITAS

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

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik *fatty alcohol*, terdiri dari:

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

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

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

lingkungan pabrik. Air sungai Berung yang dekat dengan lokasi pabrik digunakan untuk keperluan pabrik sebagai:

a. Air Pendingin

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

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi di dalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air *make up* yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

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

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- 2) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- 3) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- 5) Tidak terdekomposisi

b. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:

- 1) Tidak membuih (berbusa)

- 2) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- 3) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

c. 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:

- 1) Syarat fisika, meliputi:
 - Suhu: dibawah suhu udara
 - Warna: jernih
 - Rasa: tidak berasa
 - Bau: tidak berbau
- 2) Syarat kimia, meliputi:
 - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - Tidak mengandung bahan beracun.
 - Tidak mengandung bakteri terutama *panthogen* yang dapat merubah fisik air.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air:

a. Clarifier

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

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

1. Penyaringan

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

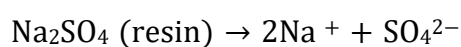
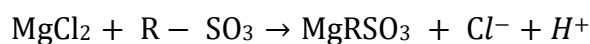
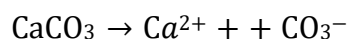
2. Demineralisasi

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

a. *Cation Exchanger*

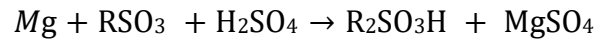
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation - kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung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

Reaksi:



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

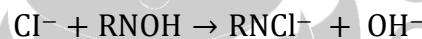
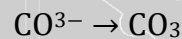
Reaksi:



b. Anion Exchanger

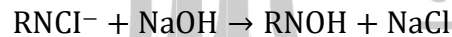
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

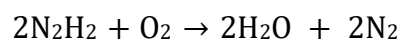
Reaksi:



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 di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boilerfeed water*).

5.1.3 Kebutuhan Air

a. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu. Kebutuhan air pendingin pada pabrik Fatty Alcohol ini terlampir pada Tabel 5.1 sebagai berikut :

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler-01</i>	E-103	16.680,3266
<i>Cooler-02</i>	E-105	2.300,5410
<i>Cooler-03</i>	E-106	24.367,2696
Pendingin reaktor	-	748,7323
Kondensor-01	E-101	26.104,0520
Total		70.200,9215

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi 84.241,11 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower* sehingga diperlukan adanya air *make-up*. Setelah dilakukan perhitungan didapatkan kebutuhan air *make-up* yaitu sebesar 12.636,1659 kg/jam.

1. Air Steam

Air steam dalam pabrik digunakan untuk media pemanas. Air steam yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan. Apabila air boiler tidak memenuhi persyaratan dapat mengakibatkan kerusakan pada alat sehingga dilakukan pencegahan agar tidak terjadi *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Kebutuhan

steam untuk peralatan pada pabrik *fatty alcohol* ini telampir pada Tabel 5.2 sebagai berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan air *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Heater-01</i>	H-101	69.851
<i>Heater-02</i>	H-102	161.449,662
<i>Reboiler-01</i>	E-102	1.678,218
Total		193.508,2652

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 232.209,9183 kg/jam. Pada saat berlangsungnya proses, air pembangkit steam 85% dimanfaatkan kembali, sehingga diperlukan 15% air make-up, dikarenakan terjadinya blowdown pada boiler sebesar 10% dan penggunaan steam trap sebesar 5%, sehingga jumlah air make-up yang dibutuhkan dengan *over design* 20% setelah dilakukan perhitungan yaitu sebesar 34.831,4877 kg/jam.

2. Air Domestik

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100L/hari atau sama dengan 1,023 kg/L

Jumlah karyawan : 167 orang

Kebutuhan air tiap karyawan : 4,0729 kg/jam

Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 692,3991 kg/jam. Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak 20 rumah yang diperkirakan dihuni oleh 60 orang. Perkiraan kebutuhan air tiap orangnya 200 kg/hari. Maka, kebutuhan air untuk mess adalah 10.000,000 kg/jam. Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 26.617,580kg/jam.

3. Air Service

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum (*service*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dan lain-lain adalah sebesar 500 kg/jam.

Kebutuhan air total keseluruhan adalah:

Tabel 5.3 Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Cooling Water</i>	84.241,11
2	<i>Steam Water</i>	232.209,9183
3	Air Domestik	26.617,5798
4	<i>Air Service</i>	500
Total		71.425,2158

5.2 Unit Penyediaan Dowtherm

Unit ini berfungsi sebagai penyedia dowtherm yang digunakan sebagai media pendingin pada kondenser parsial. Dimana dowtherm yang digunakan merupakan dowtherm A dengan pertimbangan bahwa jenis dowtherm ini mampu menyerap suhu yang sangat tinggi sehingga lebih efektif jika dibandingkan dengan penggunaan air pendingin biasa yang dimungkinkan ikut menjadi panas dan menguap terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir.

Dowtherm A terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter yang dapat digunakan dalam fase cair dan uap dengan kisaran aplikasi pada rentang 15-400 °C dan tekanan 1-10,6 bar. Jumlah dowtherm yang digunakan adalah sebesar 501.406,7 Kg/Jam dengan jumlah setelah perancangan over design sebesar 20% sebesar 601.688 Kg/Jam diperoleh dari PT. Samiraschem Indonesia, Jakarta Timur.

5.3 Unit Penyediaan Steam

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

5.4 Unit Penyediaan Listrik

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

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

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

Energi listrik yang dihasilkan generator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan dari bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu :

Kapasitas : 1.000 kW

Jenis: AC Generator

Jumlah: 1

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik Fatty Alcohol diantaranya sebagai berikut :

1. Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-101 A/B	0,75	559,275
Pompa-02	P-102 A/B	0,75	559,275
Pompa-03	P-103 A/B	200	149140
Pompa-04	P-104 A/B	0,25	186,425
Pompa-05	P-105 A/B	0,5	372,85
Pompa-06	P-106 A/B	0,083	61,8931
Pompa-07	P-107 A/B	7,5	5592,75
Pompa-08	P-108 A/B	5	3728,5
Total		214,833	160200,9681

2. Kebutuhan listrik alat utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1.491,4000
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	60,0000	4.4742,0000
Kompresor Udara	CP-01	6,0000	4.474,2000
Pompa-01	PU-01	5,0000	3.728,5000
Pompa-02	PU-02	5,0000	3.728,5000
Pompa-03	PU-03	5,0000	3.728,5000
Pompa-04	PU-04	0,0500	37,2850
Pompa-05	PU-05	5,0000	3.728,5000
Pompa-06	PU-06	5,0000	3.728,5000

Pompa-07	PU-07	1,5000	1.118,5500
Pompa-08	PU-08	3,0000	2.237,1000
Pompa-09	PU-09	5,0000	3.728,5000
Pompa-10	PU-10	0,0500	37,2850
Pompa-11	PU-11	5,0000	3.728,5000
Pompa-12	PU-12	5,0000	3.728,5000
Pompa-13	PU-13	0,1250	93,2125
Pompa-14	PU-14	0,0500	37,2850
Pompa-15	PU-15	15,0000	1.1185,5000
Pompa-16	PU-16	15,0000	1.1185,5000
Pompa-17	PU-17	0,7500	559,2750
Pompa-18	PU-18	1,5000	1.118,5500
Pompa-19	PU-19	0,5000	372,8500
Pompa-20	PU-20	0,5000	372,8500
Pompa-21	PU-21	0,5000	372,8500
Total		146,5250	109.263,6925

Kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain seperti alat-alat kontrol, instrumentasi dan penerangan sebesar 30 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 428,0280 Kw. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 3500 Kw dengan bahan bakar solar.

3. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 50 KW.

4. Kebutuhan listrik untuk alat kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, computer, dan lain-lain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 50 KW.

5. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dll

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 50 KW.

6. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 1300 Watt

Jumlah rumah = 20 unit

Kebutuhan listrik perumahan = 26000 Watt = 26 kW

7. Kebutuhan listrik instrumentasi

Power yang dibutuhkan untuk instrumentasi diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 83 KW.

Maka total seluruh kebutuhan listrik tertera pada tabel 5.5 Tabel Total Kebutuhan Listrik

Tabel 5.6 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Power plant	222,0322
2	Utilitas	108,5180
3	Penerangan	49,5825
4	Peralatan kantor	50
5	Bengkel laboratorium	50
6	Perumahan	26
7	Instrumentasi	83
Total		365,9031

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN, namun sebagai cadangan terdapat sebuah generator mandiri sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN secara mendadak.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler penghasil steam. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 12,4301 m³/jam. Yang dibuatkan alat penampung untuk tiga hari yaitu sebanyak 894,9683 m³/jam.

5.6 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 56,0736 m³/jam pada tekanan 6 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sebesar 31,77504 m³/jam untuk 17 alat kontrol.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *fatty alcohol* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

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

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

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



5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.7 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas

Spesifikasi	Pompa						
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air dari sungai dari screening ke Reservoir/Sedimentasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-02) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)
Kondisi operasi							
Viskositas (cP)	1	1	1	1	1	1	1
Kapasitas (gpm)	659	626	595	0,032	595	565	537
Pump head (m)	5	6	6	3	6	6	2
Suhu fluida °C	30	30	30	30	30	30	30
Submersibility	<i>Immersed</i>						

Jenis pompa	<i>Single stage centrifugal pump</i>						
Efisiensi pompa	85%	81%	81%	20%	81%	82%	81%
Daya motor (HP)	5	5	5	0,05	5	5	2
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Material Construction	<i>Commersial steel</i>						

Tabel 5.8 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas (lanjutan)

Spesifikasi	Pompa						
Kode	PU-08	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) menuju ke area	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (T-01)	Mengalirkan air dari tangki bersih (T-01) menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki air servis menuju Tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis

	Sementara (BU-03)	kebutuhan air					
Kondisi operasi							
Viskositas (cP)	1	1	0,0007	1	1	1	1
Kapasitas (gpm)	510	510	0,001	138	138	3	3
Pump head (m)	3	3	3	10	10	3	1
Suhu fluida °C	30	30	30	30	30	30	30
Submersibility	Immersed						
Jenis pompa	Single stage centrifugal pump						
Efisiensi pompa	81%	81%	43%	72%	72%	40%	40%
Daya motor (HP)	3	3	0,05	3	3	0,125	0,05
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Material Construction	Commersial steel						

Tabel 5.9 Spesifikasi Alat Transportasi Cairan Utilitas (lanjutan)

Spesifikasi	Pompa						
Kode	PU-15	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-04) menuju ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) menuju <i>recycle</i> dari bak air dingin	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl menuju <i>Mixed Bed</i> (TU-05)	Mengalirkan air dari <i>Mixed Bed</i> (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (T-09) menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) menuju Boiler
Kondisi Operasi							
Viskositas (cP)	1	1	1	1	1	0.0008	1
Kapasitas (gpm)	811	811	444	444	444	444	444
Pump head (m)	4	4	6.5	19	10	10	10
Suhu fluida °C	30	30	30	30	30	30	30
<i>Submersibility</i>	<i>Immersed</i>						
Jenis pompa	<i>Single stage centrifugal pump</i>						

Efisiensi pompa	85%	85%	80%	80%	80%	80%	80%
Daya motor (HP)	5	5	5	15	10	10	10
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Material Construction	Commercial steel						

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak utilitas	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2)	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin.
Jenis	Bak persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi

Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselen	Beton bertulang dilapisi porselen	Beton bertulang
Kapasitas (m3)	145,4738	138,0827	829,2005	787,7405	118,3887	4522,127
Spesifikasi						
Panjang (m)	12,0408	-	11,8367	11,636	6,1865	20,8349
Lebar (m)	6,0204	-	11,8367	11,636	6,1865	20,8349
Tinggi (m)	12,0408	5,603	5,9183	5,818	3,0933	10,4174
Diameter (m)	-	5,603	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-02)	Menampung air keperluan kantor dan rumah tangga.	Menampung air untuk keperluan layanan umum.
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>				
Kapasitas (m ³)	7,4785	31,9412	0,0703587	766,5863	14,4
Spesifikasi					
Panjang (m)	-	-	-	-	-
Lebar (m)	-	-	-	-	-
Tinggi (m)	3,1667	3,4395	0,4475	9,9212	2,6373
Diameter (m)	1,5834	3,4395	0,4475	9,9212	2,6373
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.12 Spesifikasi Tangki Utilitas (lanjutan)

Tangki	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger (90 kali regenerasi)	Menampung/menyimpan larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger(90 kali regenerasi)	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .	Menyimpan larutan Dowtherm
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>				
Kapasitas (m ³)	49,1051	24,8482	104,6985	12,2621	1000
Spesifikasi					
Panjang (m)	-	-	-	-	-
Lebar (m)	-	-	-	-	-
Tinggi (m)	3,97	3,163	5,1092	1,397	5,4864

Diameter (m)	3,97	3,163	5,1092	1,6764	15,24
Jumlah	1	1	1	1	1



Tabel 5.13 Spesifikasi Filter Utilitas

Alat	<i>Screener (FU-01)</i>	<i>Sand Filter (FU-02)</i>
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya : daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai. (Bak berbentuk balok)
Jenis	Alumunium	pasir saring 28 mesh <i>sphere</i>
Spesifikasi		
Kapasitas (Kg/jam)	127.500,1969	103.849,7072

Tabel 5.14 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

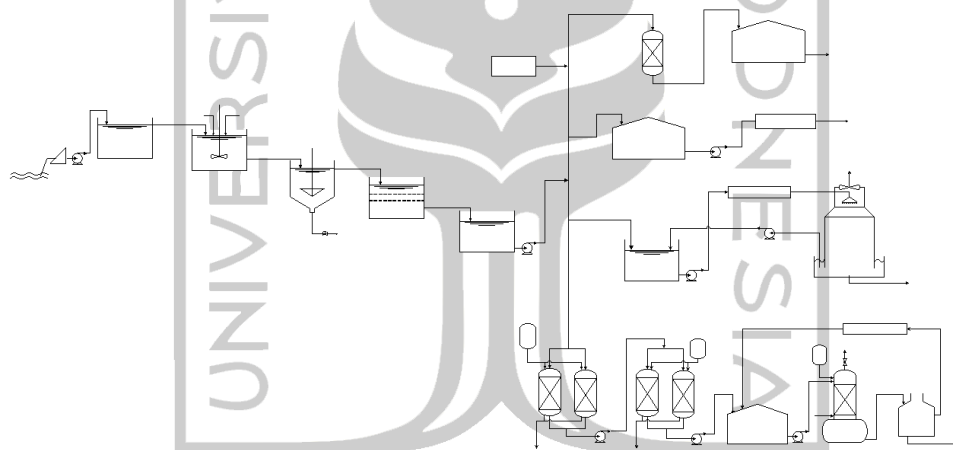
Alat	<i>Cooling Tower (CT-01)</i>
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan.
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Kapasitas (Kg/jam)	157.018,2979
Spesifikasi	
Panjang (m)	4,3015
Lebar (m)	4,3015
Tinggi (m)	4,3015
Jumlah	1

Tabel 5.15 Spesifikasi *Blower Cooling Tower* Utilitas

Alat	<i>Blower Cooling Tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.
Jumlah udara (ft ³ /jam)	4.758.296,789
Daya motor (Hp)	20

Tabel 5.16 Spesifikasi *Deaerator* Utilitas

Alat	Deaerator (DE-01)
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler dan turbin
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³)	103,002
Tinggi (m)	5,0815
Diameter (m)	5,0815
Jumlah	1



Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik perlu dilakukannya evaluasi ekonomi yang bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan dan menguntungkan atau malah merugikan. Evaluasi ekonomi sangat penting untuk peninjauan kebutuhan modal investasi, besar keuntungan diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan, dan total produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh dalam pra rancangan pabrik *fatty alcohol*. Faktor-faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi di antaranya sebagai berikut:

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap faktor-faktor yang mempengaruhi diatas, maka perlu adanya perkiraan terhadap beberapa hal :

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*)

Untuk mengetahui titik balik, maka diperlukan beberapa perkiraan meliputi:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

b. Biaya Tidak Tetap (*Regulated Cost*)

c. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

6.1. Penaksiran Harga Alat

Harga setiap alat akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi. Dengan demikian, perlu untuk memperkirakan harga alat proses produksi ditahun didirikannya pabrik yaitu 2030 dengan indeks harga alat. Indeks harga pada tahun perencanaan yaitu tahun 2022 ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun sebelumnya, data indeks harga tersebut didapat dari *Chemical Engineering Plant Cost* (CEPCI) seperti yang ditunjukkan pada Tabel 6.1 berikut :

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat

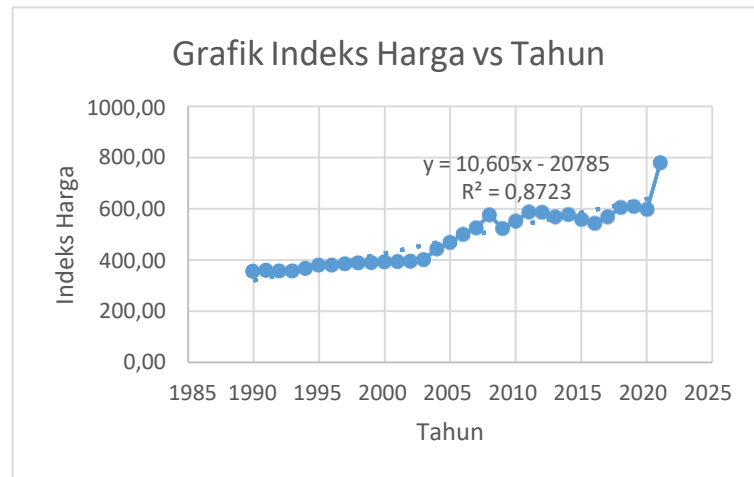
No	Tahun (x)	Indeks (y)
1	1990	357,60
2	1991	361,30
3	1992	358,20
4	1993	359,20
5	1994	368,10
6	1995	381,10
7	1996	381,70
8	1997	386,50
9	1998	389,50
10	1999	390,60
11	2000	394,10
12	2001	394,30
13	2002	395,60
14	2003	402,00
15	2004	444,20
16	2005	468,20
17	2006	499,60
18	2007	525,40
19	2008	575,40
20	2009	521,90
21	2010	550,80
22	2011	585,70
23	2012	584,60

24	2013	567,30
25	2014	576,10
26	2015	556,80
27	2016	541,70
28	2017	567,50
29	2018	603,10
30	2019	607,50
31	2020	596,20
32	2021	776,30
33	2022	658,31
34	2023	668,92
35	2024	679,52
36	2025	690,13
37	2026	700,73
38	2027	711,33
39	2028	721,94
40	2029	732,55
41	2030	743,15

Berdasarkan Tabel 6.1 diatas, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$Y = 10,605x - 20785 \quad (6.1)$$

Rencana pendirian pabrik *fatty alcohol* dengan kapasitas pabrik 70.000 ton/tahun yaitu pada tahun 2030. Persamaan di atas disubstitusikan nilai x menjadi 2030, maka akan diperoleh harga indeks alat sebesar 743,15. Berikut ini merupakan grafik hubungan antara tahun dan indeks harga yang ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga vs Tahun

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu tahun 2030. persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat pada tahun evaluasi yaitu :

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (6.2) \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Keterangan :

Ex = harga pembelian pada tahun 2030

Ey = harga pembelian pada tahun referensi

Nx = indeks harga pada tahun 2030

Ny = indeks harga pada tahun referensi

6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik = 70.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pendirian pabrik = 2030

Kurs mata uang = 1 US \$ = Rp. 14.801,15 (Mei 2023)

Harga bahan baku (FAME) = Rp 1.531.955.936.073,- / tahun

Harga bahan baku (Hidrogen) = Rp 583.669.278.898,- / tahun

Harga katalis (CuMn) = Rp 37.905.709.730,- / tahun

Harga produk utama (*Fatty Alcohol*) = Rp 3.320.604.350.000,- / tahun

Harga produk samping ($C_{16}H_{32}O_2$) = Rp 1.182.842.718.112,- /tahun

Harga produk samping (Metanol) = Rp 54.054.557.438,65,- /tahun

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. *Capital Investment*

Capital investment adalah jumlah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pengoperasian pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas yang ada di pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk pengoperasian suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* terdiri dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan proses pembuatan produknya. Menurut Aries dan Newton (1955) *manufacturing cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dengan pembuatan produk seperti *raw material*, *labor cost*, *supervisory expend*, *maintenance cost*, *plant supplies cost*, *royalties and patents*, dan *cost of utilities*.

b. Indirect Cost

Indirect Cost adalah biaya pengeluaran sebagai akibat dan bukan langsung karena operasi suatu pabrik.

c. Fixed Cost

Fixed Cost adalah biaya pengeluaran yang bersifat tetap, yang tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

6.3.3 General Expense

General Expense adalah biaya pengeluaran umum yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*.

6.4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan perancangan pabrik dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh. Studi kelayakan ekonomi pabrik *fatty alcohol* dapat ditinjau dari parameter-parameter ekonomi berikut:

6.4.1 Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya, berdasarkan kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung percent *return of investment* yaitu sebagai berikut :

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

Keuntungan atau profit yang dihitung berdasarkan *annual sales* (S_a) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Pabrik dengan risiko rendah mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 11% sedangkan pada pabrik dengan

risiko tinggi mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 44% (Aries Newton, 1955).

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini dilakukan dengan tujuan mengetahui pada tahun berapa modal investasi akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung POT adalah :

$$POT = \text{Fixed Capital} \frac{\text{Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

Pada pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik yang risiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

6.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik balik dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Pada kondisi ini kapasitas produksi pada saat penjualan sama dengan *total cost*. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah nilai BEP, dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi diatas nilai BEP. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar antara 40-60% (Aries Newton, 1955). Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut :

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

Keterangan :

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual sales value* pada produksi maksimum

V_a = *Annual variable value* pada produksi maksimum

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik dimana suatu kegiatan produksi dihentikan. Penghentian ini terjadi karena beberapa faktor seperti keputusan manajemen karena kegiatan produksi yang tidak ekonomis, atau akibat dari *variable cost* yang terlalu tinggi. Dalam setahun, persen kapasitas minimum pabrik bisa mencapai kapasitas produk yang diinginkan. Namun, jika pabrik tersebut dalam setahun tidak bisa mencapai kapasitas minimum yang diinginkan maka operasi pabrik harus dihentikan. Hal tersebut dikarenakan biaya yang akan dikeluarkan untuk melanjutkan proses produksi akan lebih mahal dibandingkan dengan biaya yang digunakan untuk membayar *fixed cost* dan menutup pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut :

$$SDP = \frac{0,3R_a}{(S_a - V_a - 0,7R_a)} \times 100\% \quad (6.6)$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

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

$$(FC + WC)(1 + i)^n = [C \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + S] \quad (6.7)$$

Keterangan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = Cash Flow (keuntungan setelah pajak + depresiasi+ *finance*)

n = Umur Pabrik

i = Nilai DCFR

6.5. Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik *fatty alcohol* memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak.

Tabel 6.2 Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp 260.983.249.315
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp 65.245.812.328
3	<i>Instalation Cost</i> (Biaya Pemasangan)	Rp 112.222.797.205
4	<i>Piping Cost</i> (Biaya Pemipaan)	Rp 224.445.594.411
5	<i>Instrumentation</i> (Biaya Instrumentasi)	Rp 78.294.974.794
6	<i>Insulation Cost</i> (Biaya Isolasi)	Rp 20.878.659.945
7	<i>Electrical Cost</i> (Biaya Listrik)	Rp 39.147.487.397
8	<i>Building Cost</i> (Biaya Bangunan)	Rp 84.921.900.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i> (Tanah & Perluasan Lahan)	Rp 31.404.100.000
Total		Rp 917.544.575.397

Tabel 6.3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Jenis	Biaya
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 183.508.915.079
Total		Rp 1.101.053.490.477

Tabel 6.4 Fixed Capital Investment

No	Jenis	Biaya
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 1.101.053.490.477
2	<i>Contractor Fee</i>	Rp 110.105.349.047
3	<i>Contingency</i>	Rp 275.263.372.619
Total		Rp 1.486.422.212.144

Tabel 6.5 Direct Manufacturing Cost

No	Jenis	Biaya
1	Raw Material (bahan baku) and Utility	Rp 2.273.792.182.509
2	Tenaga Kerja (labor cost)	Rp 16.723.200.000
3	Supervisory	Rp 1.672.320.000
4	Maintenance	Rp 29.728.444.242
5	Plant Supplies	Rp 4.459.266.636
6	Royalties and patents	Rp 45.575.016.255
Total		Rp 2.371.950.429.643

Tabel 6.6 Indirect Manufacturing Cost

No	Jenis	Biaya
1	Payroll Overhead	Rp 2.508.480.000
2	Laboratory	Rp 1.672.320.000
3	Plant Overhead	Rp 13.378.560.000
4	Packaging & Shipping	Rp 455.750.162.555
Total		Rp 473.309.522.555

Tabel 6.7 Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis	Biaya
1	Depretiation	Rp 118.913.776.971
2	Property taxes	Rp 7.432.111.060
3	Insurance	Rp 14.864.222.121
Total		Rp 141.210.110.153

Tabel 6.8 Manufacturing Cost

No	Jenis	Biaya
1	Direct manufacturing cost	Rp 2.371.950.429.643
2	Indirect manufacturing cost	Rp 473.309.522.555
3	Fixed manufacturing cost	Rp 141.210.110.153
Total		Rp 2.986.470.062.352

Tabel 6.9 Working Capital

No	Jenis	Biaya
1	<i>Raw material inventory</i>	Rp 206.708.380.228
2	<i>Inproses inventory</i>	Rp 407.245.917.593
3	<i>Product inventory</i>	Rp 814.491.835.187
4	<i>Extended credit</i>	Rp 1.242.954.988.786
5	<i>Available cash</i>	Rp 814.491.835.187
Total		Rp 3.485.892.956.982

Tabel 6.10 General Expenses

No	Jenis	Biaya
1	<i>Administration</i>	Rp 89.594.101.870
2	<i>Sales expenses</i>	Rp 447.970.509.352
3	<i>Research</i>	Rp 104.526.452.182
4	<i>Finance</i>	Rp 99.446.303.382
Total		Rp 741.537.366.788

Tabel 6.11 Total Production Cost

No	Jenis	Biaya
1	<i>Manufacturing cost</i>	Rp 2.986.470.062.352
2	<i>General expenses</i>	Rp 741.537.366.788
Total		Rp 3.728.007.429.141

Tabel 6.12 Fixed Cost

No	Jenis	Biaya
1	<i>Depretiation</i>	Rp 118.913.776.971
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.432.111.060
3	<i>Insurance</i>	Rp 14.864.222.121
Total		Rp 141.210.110.153

Tabel 6.13 *Variable Cost*

No	Jenis	Biaya
1	<i>Raw material</i>	Rp 2.153.530.924.701
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 45.575.016.255
3	<i>Utility</i>	Rp 25.365.752.402
4	<i>Royalty and Patent</i>	Rp 45.575.016.255
Total		Rp 2.270.046.709.615

Tabel 6.14 *Regulated Cost*

No	Jenis	Biaya
1	Gaji Karyawan	Rp 814.491.835.187
2	<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.508.480.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.672.320.000
4	<i>Plant overhead</i>	Rp 13.378.560.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.672.320.000
6	<i>General expenses</i>	Rp 741.537.366.788
7	<i>Maintenance</i>	Rp 29.728.444.242
8	<i>Plant supplies</i>	Rp 4.459.266.636
Total		Rp 1.609.448.592.854

6.6. Hasil Analisa Keuntungan

Total penjualan	=	Rp 4.557.501.625.550,-
Total produksi	=	Rp 3.728.007.429.141,-
Keuntungan sebelum pajak	=	Rp 829.494.196.409,-
Pajak pendapatan	=	Rp 207.373.549.102,-
Keuntungan setelah pajak	=	Rp 622.120.647.307,-

6.7. Hasil Kelayakan Ekonomi

6.7.1 Return on Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

ROI sebelum pajak	=	55,80%
ROI setelah pajak	=	41,85%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

$$POT = \text{Fixed Capital} \frac{\text{Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

POT sebelum pajak = 1,57 tahun

POT setelah pajak = 2,01 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

BEP = 53,8%

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.6)$$

SDP = 42%

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^n = [C \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + SV] \quad (6.7)$$

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp 41.428.770.315,-

Working Capital (WC) = Rp 1.113.183.514.978,-

Salvage Value (SV) = Rp 34.887.385.528,-

Cash Flow (C) = Rp 208.568.408.366

DCFR = 23,15%

Tabel 6.15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

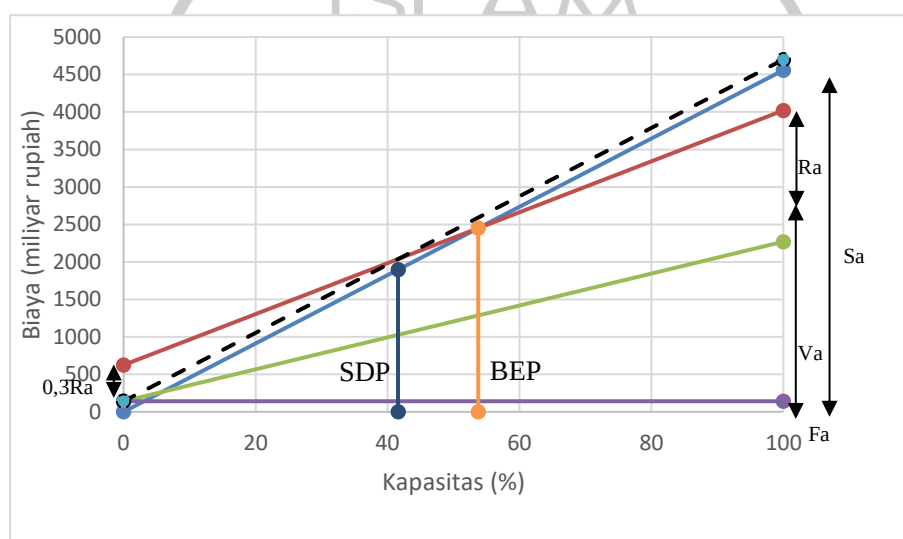
Kriteria	Terhitung	Syarat <i>High Risk</i>	Keterangan
ROI	Sebelum pajak : 55,80%	ROI sebelum pajak	Sesuai
	Setelah pajak : 41,85%	High risk: min 44%	

POT	Sebelum pajak : 1,57 tahun Setelah pajak : 2,01 tahun	POT sebelum pajak High risk: max 2 tahun	Sesuai
BEP	53,8%	Berkisar: 40-60%	Sesuai



SDP	42%	Tidak ada ketentuan	Sesuai
DCFR	23,15%	Lebih dari dua kali bunga bank saat ini (5,75%)	Sesuai

Hasil dari perhitungan kelayakan ekonomi pada pendirian pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen dapat dilihat melalui grafik *Break Even Point* pada Gambar 6.2 berikut:



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hydrogen dengan kapasitas 70.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik *fatty alcohol* dengan kapasitas 70.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan surfaktan di bidang pertanian, kertas & *pulp*, dan kosmetik serta digunakan sebagai penstabil dan emulsi *agent* pada industri deterjen dan sabun sehingga dapat mengurangi kegiatan impor dan membangun pertumbuhan ekonomi dalam negeri.
2. *Fatty alcohol* diproduksi dengan *fatty acids methyl ester* (FAME) pada suhu 250°C dan tekanan 50 bar menggunakan bantuan katalis berupa tembaga-mangan pada reaktor *trickle packed bed* yang berlangsung dalam tiga fasa yaitu, padat-cair-gas. Reaksi antara FAME dan hidrogen akan menghasilkan produk utama *fatty alcohol* dengan produk samping metanol.
3. Pabrik akan didirikan di Kawasan Industri Terpadu Wilmar yang berlokasi di Kecamatan Terate, Kota Serang, Banten dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, berada di kisaran industri, dan berlokasi dekat dengan pelabuhan sehingga mempermudah proses distribusi produk.
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi pendirian pabrik *fatty alcohol* didapatkan hasil sebagai berikut:
 - Keuntungan sebelum pajak : Rp 829.494.196.409
 - Keuntungan sesudah pajak : Rp 622.120.647.307

- *Return of Investment* sebelum pajak : 55,80%
 - *Return of Investment* sesudah pajak : 41,85%
 - *Pay Out Time* sebelum pajak : 1,57 tahun
 - *Pay Out Time* sesudah pajak : 2,01 tahun
 - *Break Even Point* : 53,8%
 - *Shut Down Point* : 42%
 - *Discounted Cash Flow Rate of Return* : 23,15%
5. Prarancangan pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko tinggi berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta asal bahan baku.
6. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen dengan kapasitas 70.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan

7.2 Saran

1. Perlu dilakukannya penelitian lebih lanjut terkait penggunaan katalis tembaga-mangan dalam proses hidrogenasi metil ester untuk menghasilkan *fatty alcohol*.
2. Perlu pengoptimalan pemilihan alat proses dan bahan baku agar keuntungan yang diperoleh lebih optimal.
3. Perlu dilakukannya *project plant* untuk merealisasikan perancangan pabrik *fatty alcohol* dari metil ester dan hidrogen menggunakan katalis tembaga-mangan.

DAFTAR PUSTAKA

- Al-Dahhan, Muthanna H; Larachi, Faical; Dudukovic, Milorad P; Laurent, Andre, 1997. High-Pressure Trickle-Bed Reactors: A Review. *American Chemical Society*, 36(8), pp. 3292-3314.
- Anon., 1992. *kupfer Mangan Katalysatoren*. s.l. Patent No. WO92/04119.
- Aries, Robert S., Newton, Robert D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill.
- Branan, C. R., 2005. *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. s.l.:s.n.
- Buro, I., 2018. *Tablettierter Kupfer Mangan Basierter Katalysator Mit Erhohter Stabilitat Gegenuber Saureinwirkung*. Deutch, Patent No. WO 2018/108451 A1.
- Cengel, Y. A., 1997. *Heat Transfer (Practical Approach)*. s.l.:McGraw-Hill.
- Condea. 2000. *All about Fatty Alcohols Saturated Fatty Alcohols*.
- Fogler, H. S., 2016. *Elements of Chemical Reaction Engineering Fifth Edition*. 5 ed. Michigan: Prentice-Hall.
- Geankoplis, C., 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. 3 ed. Canada: Prentice-Hall International.
- Gunawan, M. et al., 2020. The Kinetics of Fatty ester Hydrogenation to Fatty alcohol on Copper-manganese Catalyst. *Indonesian Journal of chemical Research*, 8(1), pp. 21-27.
- Hourticolon, 2004. *Process For The Production Fatty Alcohols*. United State, Patent No. US 6,683,224 B1.
- Kern, D. Q., 1965. *Process Heat Transfer*. Japan: McGraw-Hill.

- Kreutzer, U.R., 1984. Manufacture of Fatty Alcohols Based on Natural Fats and Oils. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 61(2), pp.343-384.
- Perry, Robert H.; Green, Don W., 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 9 ed. New York: McGraw-Hill.
- Peters, Max S.; Timmerhaus, Klaus D., 1991. *PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS*. 4 ed. Singapore: McGraw-Hill.
- Purwanti, Ani, Sumarni, 2021. *Dasar Dasar Perancangan Reaktor*. 1 ed. Yogyakarta: AKPRIND PRESS.
- Ranade, Vivek V.; Chaudhari, Raghunath V.; Gunjal, Prashant R., 2011. Hydrodynamics and Flow Regimes. *Trickle Bed reactors; Reactor Engineering & Applications*, pp. 25-75.
- Roper, D. Keith; Henley, Ernest; Seader, J. D., 2012. *Separation Process Principles*. s.l.: John Wiley and Son.
- Smith, J. M. (Joseph Mauk); Van Ness, H. C. (Hendrick C.); Abbott, Michael M.; Swihart, Mark T. (Mark Thomas), 2009. *Introduction to chemical engineering thermodynamics*. 9 ed. New York: McGraw-Hill.
- Thakur, Deepak S. Kundu, Arunabha, 2016. Catalysts for Fatty Alcohol Production from Renewable Resources. *JAACS, Journal of the American Oil Chemists' Society*, 93(12), pp. 1575-1593.
- Ulrich, Gael D, 1984. *A GUIDE TO CHEMICAL ENGINEERING PROCESS DESIGN AND ECONOMICS*. New York: John Wiley and Son.
- Voeste, T. & Buchold, H., 1984. Production of Fatty Alcohols from Fatty Acids. *JAACS*, 61(2), pp. 350-352.

- Walas, S. M., 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. USA: British Library Cataloguing .
- Wang, Fengjiao; Cheng, Zhifa; Xie, Hongmei; Xu, Benjing; Jiao, Zhaojie; Zhou, Guilin; Zhang, Xianming, 2020. Role of metal Cu species on methyl laurate catalytic hydrogenation to oxygen-containing compounds. *Journal of Saudi Chemical Society*, 24(10), pp. 733-741.
- Xiao, Yao; Liu, Yanmin; Zhang, Xiong; Hou, Jindou; Liu, Xinjie; Yuan, Yongjun; Liao, Xuemei, 2022. Highly effective CoO_x for catalytic transfer hydrogenation of plant oil to fatty alcohols. *Catalysis Communications*, p. 165.
- Yaws, C. L., 1999. *CHEMICAL PROPERTIES Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Yoyo, Toni; Daryanto, Arief; Gumbira-Sa, Endang; Fadhil Hasan, Mohamad; , 2014. GAP ANALYSIS AND PROJECTION MODEL OF INDONESIAN PALM OIL-BASED FATTY ACID AND FATTY ALCOHOL INDUSTRY. *J Tek Ind Pert*, 114(2), pp. 114-124.

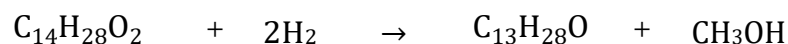
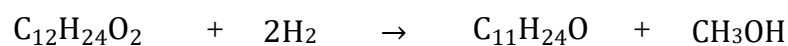




LAMPIRAN REAKTOR

Reaktor sintesis <i>Fatty Alcohol</i>	
Jenis	<i>Trickle Bed reaktor</i>
Fungsi	Berlangsungnya reaksi antara <i>Fatty Acid Methyl Esters</i> dan Hidrogen dengan katalis CuMn membentuk <i>Fatty Alcohol</i>
Tujuan	1. Menentukan jenis reaktor 2. Menentukan densitas dan volume bahan baku 3. Menentukan viskositas bahan baku masuk reaktor 4. Menentukan persamaan matematis reaktor -Berat katalis -Tinggi <i>packed</i> katalis 5. Menentukan <i>pressure drop</i> reaktor 6. Menentukan neraca panas reaktor -Suhu keluar reaktor 7. Menghitung dimensi reaktor 8. Mencari waktu tinggal reaktor 9. Mencari WHSV reaktor 10. Mencari tinggi <i>bed</i> katalis 11. Mencari laju alir minimum aktivasi reaktor
Kondisi operasi	
Suhu	523,15 K
Tekanan	50 bar
Reaksi	Eksotermis
Data Katalis	
Komposisi	Cu/Mn
Bentuk	Pellet
Diameter	4 mm
porositas	0,77
Density	16400 kg/m ³
Bulk density	3772 kg/m ³

Reaksi pembentukan yang terjadi didalam reaktor:



Dengan konversi yang terjadi sebesar 98% *Fatty Acid Methyl Esters* menjadi *Fatty Alcohol* dengan produk utama *Fatty Alcohol* C₁₃H₂₈O.

1. Menentukan jenis reaktor

Reaktor *Trickle bed* dipilih karena dapat efektif mereaksikan tiga fasa didalamnya yaitu berupa gas H_2 , bahan baku cair metil ester, dan katalis padatan CuMn, selain itu reaktor *trickel bed* dapat beroperasi di suhu tinggi dan tekanan yang tinggi, maka kerja yang akan dihasilkan oleh reaktor *trickle bed* akan lebih efisien dibandingkan oleh reaktor lain yang dapat mereaksikan multifasa seperti *stirred slurry reactors* yang memberikan keterbatasan pengaplikasian pada sistem reaksi yang cepat membutuhkan muatan katalis yang rendah dengan tekanan operasi rendah dan volume sedang seperti bahan kimia khusus dan kecil, *ejector loop reactors* digunakan untuk reaktor cepat yang menyirkulasikan *slurry* menggunakan tekanan tinggi tetapi mempunyai keterbatasan dalam mengatasipemuatan solid, *Bubble column slurry reactors* dan *packed bubble bed reactors* memberikan pengadukan kembali didalam reaktor yang bisa menyebabkan konversi rendah dan memicu terbentuknya produk samping, (Assegaf, 2017; Ulrich, 1984; Huraina, 2018).

2. Menentukan densitas dan volume bahan baku

a. Densitas dan volume fluida cair masuk

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \text{ (liquid)} \quad \text{Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties$$

Handbook" hal 185

Komponen	A	B	n	T _c (K)	ρ ($\frac{g}{ml}$)	ρ ($\frac{Kg}{m^3}$)
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,28418	0,2655	0,2933	317,15	0,0884	88,3552
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0,28169	0,26965	0,2836	756	0,7201	720,0403
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	0,28056	0,25872	0,33432	766	0,7046	704,6074
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	0,27973	0,26805	0,2947	776	0,7205	720,4731

Komponen	$m_i \left(\frac{\text{kg}}{\text{Jam}} \right)$	$V_i = \frac{m_i}{\rho} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \right)$	Arus (2) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}} \right)$	x_i	$x_i \cdot \rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$
$\text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_2$	29,3517	0,3322	0,1468	0,0033	0,286703981
$\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2$	10109,2185	14,0398	44,274	0,9786	704,6623448
$\text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2$	4,4391	0,0063	0,0183	0,0004	0,285018996
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	204,0705	0,2833	0,8011	0,0177	12,75792193
Total	10347,0798	14,6615	45,2402	1	717,9919897

Dari data dalam buku Carl L. Yaws, 1999, “*Chemical Properties Handbook*” dan perhitungan densitas didapatkan densitas cairan masuk (arus 2) sebesar $717,9919897 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$ dan volume fluida cair masuk sebesar $14,66154127 \text{m}^3/\text{jam}$ pada suhu masuk sebesar 523,15 K.

b. Densitas dan volume fluida gas masuk

Dari penurunan rumus yang diberikan pada buku Coulson and Richardson “*Chemical Engineering Design*” vol. 6 (R. K. Sinott), 2005 hal. 315 didapatkan rumus densitas fluida gas adalah:

$$\rho = \frac{M \cdot P}{R \cdot T}$$

Dimana M= molaritas;

P= tekanan reaktor;

R= konstanta gas ideal (8,314);

T= suhu reaktor

Komponen	$m_i \left(\frac{\text{kg}}{\text{Jam}} \right)$	Arus (3) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}} \right)$	x_i	$M \left(\frac{\text{kg}}{\text{Kmol}} \right)$	$\rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$	$x_i \cdot \rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$
H_2	22138,694	11069,3472	0,999	0,002	4,0342	4,0302
CH_3OH	354,053	11,0643	0,001	0,0312	64,5460	0,0645
Total	22492,747	11080,4115	1		68,5802	4,0946

Dari persamaan dan data yang ada didapatkan nilai densitas fluida gas masuk

reaktor pada suhu 298,15 K adalah $4,09460282 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Untuk mencari volume gas dapat menggunakan persamaan yang diberikan dalam buku Smith van ness “*Chemical Engineering Thermodynamics*” edisi 8, 2018 hal. 91 yaitu dengan menggunakan koefisien virial dalam pencarian volume gas.

$$T_r = \frac{T}{T_c}; P_r = \frac{P}{P_c}; B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}; B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}; Z$$

$$= 1 + (B^0 + \omega B^1) \frac{P_r}{T_r}$$

Komponen	BM ($\frac{g}{mol}$)	fraksi mol (x_i)	m	T_c (K)	P_c (Bar)	Z_c	V_c
H ₂	2,06	0,999	-0,22	33,18	13,13	0,305	64,1
CH ₃ OH	32,04	0,001	0,564	512,6	80,97	0,224	118

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	Z	$Z \cdot x_i$
H ₂	8,9858	3,8080731	0,070421787	0,1389830	1,016886	1,0158706
CH ₃ OH	0,5816	0,6175127	-0,92129780	-1,5358363	-0,89775	-
Total koefisien virial						1,014974

Maka volume gas masuk reaktor adalah:

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana:

n (mol umpan) = 3079,1 mol/s;

R (konstanta gas) = $0,08314472 \frac{L \cdot Bar}{K \cdot mol}$;

P (tekanan) = 50 Bar;

T = 298,15 K,

Didapatkan nilai volume gas (V) sebesar $5578,027875 \frac{m^3}{jam}$.

c. Densitas campuran fluida cair dan gas masuk

Komponen	Arus masuk 2 ($\frac{Kmol}{jam}$)	x_i	$x_i \cdot \rho$ ($\frac{Kg}{m^3}$)
$C_{12}H_{24}O_2$	0,1468	1,31947E-05	0,001165823
$C_{14}H_{28}O_2$	44,274	0,003979452	2,865366117
$C_{15}H_{30}O_2$	0,0183	1,64485E-06	0,001158972
$C_{16}H_{32}O_2$	0,8011	7,20048E-05	0,051877495
Total			2,919568407
Komponen	Arus masuk 3 ($\frac{Kmol}{jam}$)	x_i	$x_i \cdot \rho$ ($\frac{Kg}{m^3}$)
H ₂	11069,3472	0,994939218	4,013762916
CH ₃ OH	11,0643	0,000994486	0,064190036
Total	11125,6517	1	4,077952952

Dari data tersebut maka densitas campuran masuk adalah 2,91956841 +

$$4,07795295 = 6,99752136 \frac{Kg}{m^3}$$

3. Viskositas bahan baku masuk reaktor

a. Viskositas fluida cair masuk

Viskositas fluida cairan masuk dapat dicari dengan persamaan yang diberikan dalam buku Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook" halaman 467:

$$\log \mu_{liquid} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2, \text{ dimana suhu yang digunakan adalah suhu}$$

masuk reaktor sebesar 250°C atau 523,15 K.

b. Viskositas fluida gas masuk

Viskositas fluida gas masuk dapat dicari dengan persamaan yang diberikan

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	Arus(2 ($\frac{Kmol}{jam}$)	x_i	μ, x_i (cp)
$C_{12}H_{24}O_2$	-8,6022	1871,3	0,01512	-0,000012043	0,4197	0,147	0,003	0,0014
$C_{14}H_{28}O_2$	-6,731	1266,6	0,0124	-0,000010611	0,1851	44,27	0,979	0,1811
$C_{15}H_{30}O_2$	-10,2431	2286,3	0,0168	-0,000011988	0,4547	0,018	0,001	0,0002
$C_{16}H_{32}O_2$	-9,4484	2098,3	0,0168	-0,000012551	0,6322	0,801	0,018	0,0112
Total					1,6917	45,24	1	0,19385

dalam buku Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook" halaman 467.

$\log \mu_{\text{liquid}} = A + BT + CT^2$, dimana suhu yang digunakan adalah suhu masuk

reaktor sebesar 25°C atau 298,15 K.

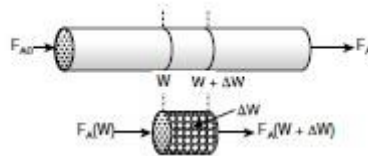
Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cP})$	Arus(2) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}}\right)$	x_i	$\mu, x_i (\text{cp})$
H ₂	27,758	0,212	-0,0000328	-	0,0088	11069,35	0,99900	0,0088
CH ₃ OH	-14,236	3,8935	-0,000062762	-	0,1141	11,06	0,00010	0,0001
Total						11080,41	1	0,0089

c. Viskositas campuran fluida gas dan cair masuk

Untuk campuran viskositas fluida campuran gas dan cair masuk diberikan pada suhu 250°C atau 523,15 K (suhu operasi reaktor) didapatkan:

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cP})$	Arus(2&3)) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}}\right)$	x_i	$\mu, x_i (\text{cp})$
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-8,6022	1871,3	0,015184	-12 E-06	0,41970	0,1468	1,320E-05	5,538E-06
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-6,731	1266,6	0,012388	-10 E-06	0,18506	44,274	0,00398	0,00074
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	-10,2431	2286,3	0,016842	-12 E-06	0,45469	0,0183	1,645E-06	7,479E-07
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	-9,4484	2098,3	0,016578	-13 E-06	0,63223	0,8011	7,201E-05	4,552E-05
H ₂	27,758	0,212	-0,0000328	-	0,01297	11069,3472	0,99494	0,01290
CH ₃ OH	-14,236	3,8935	-0,000062762	-	-0,00142	11,0643	0,00099	-1,416E-06
Total						11125,6517	1	0,01369

4. Menentukan persamaan matematis reaktor



a. Neraca Massa

$$m_{in} - m_{out} + m_{gen} = m_{Acc}$$

Packed bed reactor diasumsikan tidak memiliki *gradient* radial pada konsentrasi, temperatur, atau reaksi atau akumulasi = 0, menurut buku “*Elements of Chemical Reaction Engineering*” 5th edition H, Scott Fogler pers, 1-14 hal. 19.

$$m_{in} - m_{out} + m_{gen} = 0$$

$$F_{A0} - F + r_A' \cdot \Delta w = 0$$

dimana $r_A' = \frac{\text{mol A}}{\text{waktu} \cdot \text{berat katalis}}$ dan $\Delta w = \text{berat katalis}$

$$F_{A0} - F + r_A' \cdot \Delta w = 0$$

Untuk mencari berat katalis persamaan dibagi Δw kemudian di limitkan mendekati nol $\Delta w \rightarrow 0$

$$\frac{F_{A0} - F}{\Delta w} = - \frac{r_A' \cdot \Delta w}{\Delta w}$$

$$\frac{F_{A0} - F}{\Delta w} = -r_A' \quad \dots (1)$$

$$\lim_{\Delta w \rightarrow 0} \frac{F - F_{A0}}{\Delta w} = r_A'$$

$$\frac{dF}{dw} = r_A'$$

kemudian persamaan diintegalkan,

$$\int_0^w dw r_A' = \int_{F_{A0}}^F dF$$

$$w - 0 = \frac{(F - F_{A0})}{r_A'}$$

...(2) (Fogler, 2016)



Dimana $r'_A = \frac{r_A}{\rho_B}$; $r_A = \frac{\text{mol } A}{\text{cm}^3 \cdot \text{s}}$; ρ_B (Bulk density katalis) = $\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$; maka untuk

mencari berat katalis menggunakan persamaan:

$$W = \frac{(F - F_{A0}) \cdot \rho_B}{r_A} \quad \dots(3)$$

Sehingga menentukan berat katalis dari persamaan (3) adalah:

Dimana:

$$F_A = 11036,9776 \frac{\text{Kmol}}{\text{jam}};$$

$$F_{A0} = 11125,655 \frac{\text{Kmol}}{\text{jam}};$$

$$r_A = 0,024649197 \frac{\text{M}}{\text{jam}};$$

$$BM \text{ CuMn} = 0,117868 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}};$$

$$\rho_B = 3772 \text{ kg/m}^3;$$

$$r_A = 5,87 \times 10^6 \exp\left(\frac{-86320}{8,314 \times T}\right) \cdot C_{Fame}^{0,5} \quad (\text{Gunawan, 2020})$$

dengan $T = 532 \text{ K}$ dan $C_{Fame} = 3,085865788 \text{ Kmol/m}^3$,

maka didapatkan berat katalis sebesar 271.000 kg.

b. Neraca Panas

$$\begin{bmatrix} \text{Rate of} \\ \text{accumulation} \\ \text{of energy} \\ \text{within the} \\ \text{system} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Rate of flow} \\ \text{of heat to} \\ \text{the system} \\ \text{from the} \\ \text{surroundings} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Rate of work} \\ \text{done by} \\ \text{the system} \\ \text{on the} \\ \text{surroundings} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{Rate of energy} \\ \text{added to the} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow into the} \\ \text{system} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Rate of} \\ \text{energy leaving} \\ \text{the system by mass} \\ \text{flow out of} \\ \text{the system} \end{bmatrix}$$

$$\frac{dE_{sys}}{dt} = Q - W + F_{in} E_{in} - F_{out} E_{out} \quad \dots(4)$$

Seluruh satuan pada persamaan (4) adalah J/s,

$$\frac{dE}{dt} = Q - W + \sum F_{in} E_{in} - \sum F_{out} E_{out}$$

$$\sum_{i=1}^n \left(\frac{1}{p_i} - \frac{1}{q_i} \right) \leq \frac{1}{p} - \frac{1}{q} \quad (F. \text{Ogler, 2016})$$



Dimana $E = u_i + \frac{u_i^2}{2} + g_i$ (gabungan keseluruhan energi yang terjadi) energi

kinetik dan energi potensial yang terjadi sangat kecil maka dianggap tidak ada, maka $E_i = u_i$

Karena $H_i = u_i + P_i v_i$ (J/mol)

Maka didapat persamaan:

$$\frac{d\hat{E}_{sys}}{dt} = Q - W_s + \sum_{i=1}^n F_i H_{i,in} - \sum_{i=1}^n F_i H_{i,out}$$

$$\frac{d\hat{E}_{sys}}{dt} = Q - W_s + \sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i$$

Pada proses reaktor beroperasi secara adiabatik tidak ada energi yang keluar atau masuk sistem $Q = 0$ dan $W_s = 0$ maka:

$$\sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = \frac{d\hat{E}_{sys}}{dt}$$

$$\frac{d\hat{E}_{sys}}{dt} = (r_A \cdot V) (-\Delta H_R) \text{ untuk reaktor semi batch tanpa ada heat remove (Fogler, 2016, hal. 647 persamaan 13-21)}$$

$$\sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = (r_A \cdot V) (-\Delta H_R) \text{ dapat ditulis}$$

$$F_{A0} \Delta H_{A0} - F_A \Delta H_A = (r_A \cdot V) (-\Delta H_R)$$

$$F_{A0} \Delta H_{A0} - F_A \Delta H_A = (r_A \cdot \frac{w}{\rho_w}) (-\Delta H_R)$$

$$F_{A0} \Delta H_{A0} - F_A \Delta H_A = \Delta H_R \cdot \left(\frac{r_A}{\rho_w} \right) w \dots (5)$$

Dari persamaan (5) dapat diketahui kebutuhan energi yang dibutuhkan pendingin pada reaktor untuk menjaga nya tetap pada suhu optimum.

5. Menentukan pressure drop reaktor

Sebelum mencari *pressure drop*, dan penentuan rumus *pressure* yang digunakan, terlebih dahulu dicari nilai Reynold reaktor agar dapat menentukan aliran yang terjadi didalam reaktor:

$$Re = \frac{\rho, v, D}{\mu} = \frac{6,2476, 0,006079, 17,4855}{1,67872 \times 10^{-5}} = 39559,8631 < 10^3 \text{ maka menggunakan}$$

persamaan Ergun (Harriot, 2003).

Pressure drop pada *trickel bed packed coloumn*, dapat diketahui dengan pendekatan persamaan Ergun yang didapat dari persamaan 3.65 Harriot, 2003:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150, u_0 \mu}{(\phi_s, d_p)^2} + \frac{(1-g)^2}{g^3} + \frac{1,75, \rho, u_0^2}{\phi_s, d_p} \left(\frac{1-g}{g^3} \right) \dots (6)$$

Dimana,

ϵ = Void factor in bed (Sphere 0,35 when $\frac{dp}{D} < 0,1$;

ϕ_s = Shape factor (sphere = 0,1);

$d_p = 4 \times 10^{-4} m$;

$D = 16 m$; $u_0 = v = 1,37 \times 10^{-5} \frac{m}{s}$;

$\mu = 1,67872 \times 10^{-5} \frac{Kg}{m.s}$;

$L=H=32,45 m$.

Didapatkan dari hasil perhitungan ΔP sebesar 0,623 Pa.

6. Menentukan neraca panas reaktor

a. Neraca panas masuk reaktor

- Kondisi bahan baku gas dari arus 7 dan 9

Keadaan fluida gas (Arus 7 dan 9)	Arus 7		Arus 9	
P	50	Bar	50	Bar
T	515,15	K	489,15	K
	242	°C	216	°C
T campur			516,15	K
			243	°C

- Kondisi bahan baku gas (arus 4) dan cair (arus 2)

Keadaan fluida cair (Arus 2)	Awal		Input	
P	50	Bar	50	Bar
T	298,15	K	601,15	K
	25	°C	328	°C
Keadaan fluida gas (Arus 4)	Awal		Input	
P	50	Bar	50	Bar
T	298,15	K	516,15	K
	25	°C	243	°C
T campur			523,15	K
			250	°C

Komponen	Kapasitas Panas, Cp (Yaws, 1999)				
	A	B	C	D	E
$C_{12}H_{24}O_2$	50,801	2,258	-0,004966	4,3771E-06	-
$C_{14}H_{28}O_2$	80,266	2,8162	-0,00601	5,1299E-06	-
$C_{15}H_{30}O_2$	44,353	3,0864	-0,0065079	5,5809E-06	-
$C_{16}H_{32}O_2$	86,29	3,5237	-0,073217	6,1001E-06	-
$C_{11}H_{24}O$	89,917	2,3236	-0,0053387	5,1024E-06	-
$C_{13}H_{28}O$	66,215	2,8239	-0,006331	5,7081E-06	-
H_2	25,399	0,020718	-0,000038479	3,188E-08	-8,7585E-12
CH_3OH	40,046	-0,038287	0,00024259	-2,1679E-07	5,9909E-11

Komponen	$\Delta H \left(\frac{J}{mol} \right)$	$\left(\frac{Kmol}{jam} \right)$	$Q \frac{J}{jam}$	$Q \frac{kJ}{jam}$
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	100227,9761	0,1468	14709301,63	14709,30163
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	130436,902	44,2774	5775405434	5775405,434
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	135509,0054	0,0183	2485886,314	2485,886314
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	162395,1769	0,8011	130087711,4	130087,7114
H ₂	6549,316797	11084,6694	72597011545	72597011,54
CH ₃ OH	11820,16678	11,0643	130781709,3	130781,7093
Total	546938,54	11140,9772	78650481587,16	78650481,59

Maka didapatkan kalor masuk Q in sebesar 78650481,59 $\frac{kJ}{jam}$.

b. Neraca panas generasi

Untuk mendapatkan neraca panas generasi dapat menggunakan rumus dari persamaan:

$Q_{gen} = (r_A, V) (\Delta H_R)$ untuk reaktor semi batch tanpa ada *heat remove* (Fogler, 2016, hal, 647 persamaan 13-21). Pada buku Carl L. Yaws, 1999, “*Chemical Properties Handbook*” untuk mencari perubahan panas pada suhu tertentu dapat menggunakan persamaan:

$$H_f = A + B T + C T^2$$

Maka pada kondisi generasi di suhu 523,15 K (jurnal penelitian Deepak dan Arunbaha, 2016) didapatkan

Senyawa	Data Mencari Hf reaksi			$\Delta H_f 523,15$ (Kjoule/mol)
	A	B	C	
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-	-	-	-642
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	-617,472	-0,30443	0,00015915	-776,6512952
C ₁₁ H ₂₄ O	-358,443	-0,25278	0,0001271	-490,6183646
C ₁₃ H ₂₈ O	-389,581	-0,29316	0,00014827	-542,8700865
H ₂	-	-	-	0
CH ₃ OH	-188,188	-0,049823	0,000020791	-214,2420256

REAKSI			Hf 523,15 , reaksi (Kj/mol)	
Senyawa	1	2	1	2
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	-1	0	642	0
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	0	-1	0	776,6513
C ₁₁ H ₂₄ O	1	0	-490,6184	0
C ₁₃ H ₂₈ O	0	1	0	-542,8700865
H ₂	-2	-2	0	0
CH ₃ OH	1	1	-214,2420	-214,2420
Total	-1	-1	-62,8150	19,5450
ΔHf total			-43,2701	

Maka didapatkan kalor yang terbentuk pada saat reaksi

$$Q_{\text{gen}} = (r_A \cdot V) (\Delta H_R)$$

$$Q_{\text{gen}} = 5377,8695 \frac{M}{\text{Jam}} \cdot \frac{13570056,26 \text{ Kg}}{16400000 \frac{\text{Kg}}{\text{dm}^3}} \cdot \frac{-43,2701 \text{ kJ}}{\text{mol}} = -3837,0743 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

c. Neraca panas keluar reaktor dan suhu keluaran reaktor

Proses yang terjadi dianggap *adiabatic isothermal* yang berarti kondisi keluar produk akan dijaga agar tetap dalam kondisi operasi yaitu suhu 250°C. Sehingga jumlah panas keluar dihitung melalui

	Referensi		Akhir	
P			50	Bar
T	298,15	K	523,15	K
	25	oC	250	oC

Komponen	$\Delta H \left(\frac{J}{\text{mol}} \right)$	Arus keluar 5&6 ($\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}}$)	$Q \frac{J}{\text{jam}}$	$Q \frac{kJ}{\text{jam}}$
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	0,0000	100227,9761	0,0000	0,0000
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	85,4697	130436,9020	11148399,0616	11148,3991
C ₁₅ H ₃₀ O ₂	18,3448	135509,0054	2485886,3140	2485,8863
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	801,0565	162395,1769	130087711,4294	130087,7114
C ₁₁ H ₂₄ O	146,7584	112739,8723	16545528,0124	16545,5280
C ₁₃ H ₂₈ O	47264,0847	125186,2816	5916815015,6034	5916815,0156

H ₂	10995992,053 2	6549,3168	72016235452,3214	72016235,452 3
CH ₃ OH	55402,9639	11820,1668	654872273,8848	654872,2739
Total	11099710,731 3	784864,6979	78748190266,6270	78748190,266 6

Maka didapatkan kalor Q out sebesar 78748190,2666 $\frac{kJ}{jam}$.

d. Menghitung kebutuhan pendingin reaktor

Untuk mencari neraca panas kebutuhan pendingin yang menjaga suhu reaktor tetap pada suhu 250 °C dapat dicari menggunakan persamaan neraca panas pada pers. (4). Yaitu:

$$F_{A0} \Delta H_{A0} - F_A \Delta H_A = \Delta H_R, \left(\frac{r_A}{\rho_B} \right) w \dots (4)$$

$$Q_{out} - Q_{pendingin} - Q_{in} = Q_{gen}$$

$$Q_{out} - Q_{pendingin} = Q_{in} - Q_{gen}$$

Komponen	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	78650481,59	-
Q _{gen}	-3837,074266	-
Q _{out}	-	78748190,27
Q _{pendingin}	-	93871,61
Total	78654318,66	78654318,66

Didapatkan kebutuhan pendingin sebesar 93871,61 $\frac{kJ}{jam}$ untuk menjaga suhu

reaktor tetap dalam ambang optimum suhu 250 °C.

Komponen	BM	A	B	C	D
H ₂ O	18	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

Pada buku Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook" untuk mencari perubahan panas pada rentang suhu dapat menggunakan persamaan:

$$\Delta H = A + B T + C T^2 + D T^3$$

1. Mencari ΔH air pendingin masuk

Kondisi air pendingin masuk:

T _{in} =	30,0000	°C	303	K
T _{ref} =	25,0000	°C	298	K

Dari perhitungan perubahan panas dalam rentang suhu tersebut didapatkan

377,503 Kj/Kmol.

2. Mencari ΔH air pendingin keluar

Kondisi air pendingin keluar:

T _{out} =	60	°C	333	K
T _{ref} =	25	°C	298	K

Dari perhitungan perubahan panas dalam rentang suhu tersebut didapatkan

2634,2359 Kj/Kmol.

3. Mencari kebutuhan H air pendingin

Dengan menggunakan rumus:

$$H_{\text{pendingin}} = \sum H_{\text{out}} - \sum H_{\text{in}}$$

$$H_{\text{pendingin}} = 2634,2359 \text{ Kj/Kmol} - 377,503 \text{ Kj/Kmol}$$

$$H_{\text{pendingin}} = 2256,7331 \text{ Kj/Kmol}$$

7. Menghitung dimensi reaktor

a. Menghitung volume, diameter, dan tinggi reaktor

Volume desain tangki reaktor dapat dicari dengan persamaan:

$$V_t = \frac{V_{\text{cairan}}}{1 - \text{Hold up gas}}$$

Dimana

$$V_{\text{cairan}} = 14,66154127 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}};$$

$$\text{Hold up gas (Hg)} = \frac{5578,027875 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{14,66154127 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} + 5578,027875 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}$$

Maka didapatkan hasil volume tangki reaktor sebesar $5592,689m^3$, karena syarat tangka minimal 20% dari volume sebenarnya (Gael D, Ulrich, 1984), didapatkan volume desain tangka reaktor sebesar $1,2 \times 5592,689m^3 = 6711,227 m^3$.

Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume *over design* reaktor berupa vessel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk *Torispherical* dan badan reaktor berbentuk silinder tegak dengan $D:H = 1:2$.

Volume reaktor = Volume reaktor = Volume Silinder + (2xVolume head)

$$V_r = \frac{1}{4} \cdot \frac{D_r^2}{r} \cdot H_r = \frac{1}{4} \cdot \frac{D_r^2}{r} \cdot 2 \cdot D_r$$

Maka didapatkan diameter reaktor $D_r = 16,229 m$; dan tinggi reaktor $H_r = 32,459 m$.

b. Menghitung tebal reaktor

Untuk mencari tebal dinding *shell* dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{P_i D_i}{4f\varepsilon + 0,8P_i} + C$$

Sumber: Sinnot, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles Practice and Economics Plant and Process Design*”, Mc Graw Hill, Hal 986.

Dimana:

c Faktor korosi	:0,003175	M
F Stress	:1275,857376	Atm
Pi Tekanan perancangan alat ukur	:59,23000987	Atm
Di Diameter shell	:16,229	M
ε Efisiensi faktor	:0,85	
ts Tebal shell	:0,222371958	M

Untuk tekanan perancangan alat ukur memiliki *excess* tekanan sebesar 20% dari tekanan operasi (Meggyessy, 1999, "Pressure Vessel Handbook", London. Hal. 17), maka didapatkan $1,2 \times 49,3583 \text{ atm} = 59,23000987 \text{ atm}$. Untuk efisiensi faktor menggunakan *double weld butt joint with bonding strips* maka didapat dari data sebesar 85%. Dipilih bahan konstruksi *stainless steel grade 304 allowable stress fall* 18750 Psi yaitu sama dengan 1275,857376 atm dan juga mempunyai ketahanan *stress rupture* yang cukup tinggi pada kenaikan suhu (1100°F – 1500°F), mengingat reaksi yang digunakan merupakan reaksi hidrogenasi yang memiliki tekanan tinggi dan temperature tinggi (Brownell and Young grafik 2.17 hal. 32).

Maka diameter luar *shell* apat diketahui dengan persamaan:

$$\text{ODr} = \text{IDr} + 2 \text{ ts}$$

$$\text{ODr} = 16,32878245 + 2 (0,22371958) = 16,6741 \text{ m}$$

c. Menghitung tutup reaktor

- Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Torispherical Dished Head

Pertimbangan : Memiliki tekanan operasi yang tinggi apabila idr head memiliki sekurang kurangnya 3 kali tebal shell atau 6% dari diameter dalam, (buku "Equipment Design Process" Brownell and Young halaman 258).

Bahan yang digunakan : Sama dengan bahan shell yaitu *stainless steel grade 304*

Tebal head dapat dihitung dengan persamaan dari buku "Equipment Design Process" Brownell and Young persamaan 7.76 dan 7.77 halaman 138:

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot S - 0,2 \cdot P} + C \text{ dimana } W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{r}{i_{cr}} \right)^{0,5} \right)$$

c Faktor korosi	:0,25	In
F Stress	:1275,857376	Atm
Pi Tekanan perancangan alat ukur	:59,23000987	Atm
ε Efisiensi faktor	:0,85	

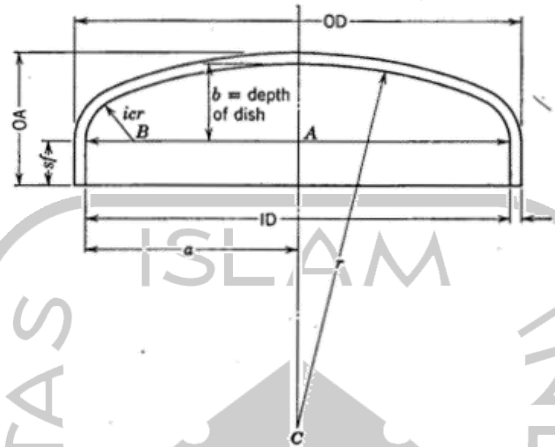
Nilai r_c adalah *inside spherical* = *inside* diameter reaktor, dengan nilai i_{cr} min 6% dari r_c (untuk torispherical tekanan tinggi) diambil 10%, Brownell and young, 1959 hal. 258.

Rc	:638,9502561	in
Icr	:63,89502561	in
rc/icr	:10	
W	:1,540569415	in
Th	:0,936518285	in

Dari tabel 5,6 Brownell and Young untuk standar tebal *head* reaktor yang paling mendekati 0,936518285 in adalah $1\frac{1}{8}$ in plat.

- Menghitung tinggi *head* reaktor

Untuk menghitung tinggi *head*, digunakan persamaan berikut (Brownell and Young, halaman 87)



Dari Tabel 5.8 Brownell and Young hal 93, tebal *head* 1 (1/8) in, didapat dari tabel sf 1 (1/2) - 4 (1/2) in maka diambil sf = 3 in.

$$a = \frac{ID}{2} = 327,294 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 263,399 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 575,055 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 11,1846 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 127,766 \text{ in}$$

$$OA = t \text{ Head} + b + sf = 131,702 \text{ in} = 3,345 \text{ m}$$

d. Menghitung tinggi total reaktor

Tinggi total reaktor dapat diketahui dengan tinggi *shell* reaktor ditambah dengan dua kali tinggi *head* reaktor:

$$H_r + 2OA = 32,459 \text{ m} + (2 \times 3,345 \text{ m}) = 39,149 \text{ m}$$

e. Menghitung volume total reaktor

Volume total reaktor dapat dicari dengan menambahkan volume *shell* dan dua kali volume *head*, dimana untuk volume tutup *torispherical head* dapat dicari dengan persamaan:

$$V_{\text{head torispherical}} = 0,0809 D^3 \text{ (Perry tabel 10-60 hal. 1178, 2018).}$$

Maka volume total reaktor didapatkan:

$$6711,227 \text{ m}^3 + 2 \times 345,821 \text{ m}^3 = 7402,868 \text{ m}^3$$

f. Menentukan diameter pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor

Diameter pipa optimum untuk pemasukan dan pengeluaran reaktor dapat diketahui dengan persamaan yang diberikan dalam buku “Process Heat Transfer” D.Q. kern, 1983:

$$D_{i \text{ optimum}} = 352,8 G^{0,52} \mu^{0,03} \rho^{-0,37}$$

Yang mana dari hasil D optimum tersebut dapat diketahui spesifikasi lainnya pada tabel 11 dalam buku “Process Heat Transfer” D.Q. kern, 1983 tersebut,

- Diameter pipa masuk reaktor (fluida cair)

ρ_{mix}	=	717,9919897	kg/m ³
μ_{mix}	=	0,000193846	Kg/m,s
T	=	523,15	K
Laju alir massa, G	=	10347,0798	kg/jam
Diop fluida cair	=	0,041477824	M

Dari hasil tersebut diketahui spesifikasi pipa pemasukan fluida cair menggunakan tabel 11 dalam buku “Process Heat Transfer” D.Q. kern, 1983 adalah sebagaimana berikut:

Data spesifikasi pipa masuk fluida cair			
Nominal pipe standart (NPS), IPS	=	2	in
OD	=	2,38	in
Schedule Number	=	40	standart
ID	=	2,067	in
A	=	3,35	in ²

- Diameter pipa masuk reaktor (fluida gas)

$$\rho_{\text{mix}} = 4,094602822 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{mix}} = 2,77161\text{E-}06 \text{ Kg/m,s}$$

$$T = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 22492,7471 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Diop fluida gas} = 0,369893726 \text{ m}$$

Dari hasil tersebut diketahui spesifikasi pipa pemasukan fluida gas menggunakan tabel 11 dalam buku “*Process Heat Transfer*” D.Q. kern, 1983 adalah sebagaimana berikut:

Data spesifikasi pipa masuk fluida gas			
Nominal pipe standart (NPS), IPS	=	16	in
OD	=	16	in
Schedule Number	=	30	standar
ID	=	15,25	in
A	=	183	in ²

- Diameter pipa keluar reaktor (fluida cair)

$$\rho_{\text{mix}} = 446,61 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{mix}} = 6,25337\text{E-}05 \text{ Kg/m,s}$$

$$T = 697,086 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 9092,6233 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Diop fluida cair} = 0,044687 \text{ m}$$

ρ_{mix} fluida cair didapatkan dari buku yaws dengan persamaan yang sama seperti mencari densitas masuk fluida cair.

Untuk mencari μ mix fluida cair keluar dapat dicari seperti mencari μ mix fluida

Komponen	A	B	N	Tc (K)	$\rho \left(\frac{\text{g}}{\text{ml}}\right)$	$\rho \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right)$	Arus(4) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}}\right)$	x_i	$x_i \cdot \rho \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right)$
$\text{C}_{11}\text{H}_{24}\text{O}$	0,26798	0,26292	0,302	704	0,373	373	0,1468	0,0033	1,210
$\text{C}_{13}\text{H}_{28}\text{O}$	0,24656	0,242	0,2857	731	0,445	445	44,1919	0,9768	434,5
$\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2$	0,28169	0,26965	0,2836	756	0,532	532	0,0855	0,0019	1,005
$\text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2$	0,28056	0,25872	0,33432	766	0,514	514	0,0183	0,0004	0,208
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	0,27973	0,26805	0,2947	776	0,547	547	0,8011	0,0177	9,692
Total							45,2436	1	446,61

cair masuk dalam buku yaws.

Dari hasil tersebut diketahui spesifikasi pipa keluaran fluida cair menggunakan tabel 11 dalam buku “*Process Heat Transfer*” D.Q. kern, 1983 adalah sebagaimana berikut:

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cP})$	Arus(4) $\left(\frac{\text{Kmol}}{\text{jam}}\right)$	x_i	$\mu \cdot x_i \text{ (cp)}$
$\text{C}_{11}\text{H}_{24}\text{O}$	-11,0055	2624,7	0,018181	-0,000011814	0,493	0,1468	0,0033	0,001598625
$\text{C}_{13}\text{H}_{28}\text{O}$	-18,9853	3986,9	0,029275	-0,000017181	0,062	44,1919	0,9768	0,060577779
$\text{C}_{14}\text{H}_{28}\text{O}_2$	-6,731	1266,6	0,012388	-0,000010611	0,037	0,0855	0,0019	6,94313E-05
$\text{C}_{15}\text{H}_{30}\text{O}_2$	-10,2431	2286,3	0,016842	-0,000011988	0,090	0,0183	0,0004	3,62792E-05
$\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$	-9,4484	2098,3	0,016578	-0,000012551	0,105	0,8011	0,0177	0,001850239
Total					0,247	45,2436	1	0,02442

Data spesifikasi pipa keluar fluida cair			
Nominal pipe standart (NPS), IPS	=	2	in
OD	=	2,38	in
Schedule Number	=	40	standar
ID	=	2,067	in
A	=	3,35	in ²

Diameter pipa keluar reaktor (fluida gas)

ρ mix	=	1,847960592	kg/m ³
μ mix	=	2,78824E-06	Kg/m,s
T	=	697,0864153	K
Laju alir massa, G	=	23734,2346	kg/jam
Diop fluida gas	=	0,510657847	m

ρ mix fluida cair didapatkan dari buku R,K,Sinott dengan persamaan yang sama seperti mencari densitas masuk fluida gas,

Komponen	m_i ($\frac{kg}{Jam}$)	Arus (5) ($\frac{Kmol}{jam}$)	x_i	M ($\frac{Kg}{Kmol}$)	ρ ($\frac{Kg}{m^3}$)	x_i, ρ ($\frac{Kg}{m^3}$)
H ₂	21961,33972	11069,3472	0,00198398	0,999001454	1,7116	1,7099
CH ₃ OH	1772,894846	11,0643	0,16023561	0,000998546	138,2396	0,13804
Total	23734,23457	11080,4115	0,16221959	1		1,84796

Untuk mencari μ mix fluida gas keluar dapat dicari seperti mencari μ mix fluida cair masuk dalam buku yaws,

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	Arus(5) ($\frac{Kmol}{jam}$)	x_i	μ, x_i (cp)
H ₂	27,758	0,212	-0,0000328	-	0,002792452	11069,347	0,9990	0,00279
CH ₃ OH	-14,236	3,8935	-0,000062762	-	-0,0014236	11,0643	0,000998	-1,422E-06
Total						11080,4112	1	0,0027768

Dari hasil tersebut diketahui spesifikasi pipa keluaran fluida gas menggunakan tabel 11 dalam buku “Process Heat Transfer” D,Q, kern, 1983 adalah sebagaimana berikut:

Data spesifikasi pipa keluar fluida gas			
Nominal pipe standart (NPS), IPS	=	22	in
OD	=	22	in
Schedule Number	=	20	standart
ID	=	21,25	in
A	=	355	in ²

g. Menentukan jaket pendingin reaktor

Media pendingin yang digunakan adalah *Cooling Water* dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 60 °C.

Dimana jumlah pendingin yang dibutuhkan sebesar 93871,61 kJ/jam, kemudian mencari banyak air pendingin yang diperlukan menggunakan rumus:

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

Dengan besar $\Delta H = 2634,2359$ kJ/kmol, maka didapatkan m atau banyaknya air pendingin sebesar 748,732 kg/jam

1. Mencari suhu LMTD

Komponen	°C	K	°F
T fluida panas masuk (T1)	250	333,15	140
T fluida panas keluar (T2)	250	333,15	140
T media pendingin masuk (t1)	30	303,15	86
T media pendingin keluar (t2)	60	318,15	113

Perhitungan suhu LMTD menggunakan rumus Eq. (5.14), hal. 89. Kern, D. Q., 1965.

Process Heat Transfer:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

Dari rumus tersebut maka didapatkan suhu LMTD sebesar 38,9°F

2. Mencari luas perpindahan panas

Luas perpindahan panas dapat dihitung menggunakan persamaan pada buku Kern,

D. Q., 1965:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk *light organic (hot)* dan *water (cold)* sebesar 75 - 150 Btu/ft²°F jam
 UD = 150 Btu/ft²°F. Kemudian didapatkan hasil luas perpindahan panas sebesar:
 0,128 ft²

3. Menghitung luas selubung reaktor

Luas selubung reaktor dapat dihitung menggunakan persamaan: luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor yang dapat dituliskan dalam rumus numerik sebagaimana berikut:

$$A = OD \times H + \left(\frac{\pi}{4} \times OD^2\right)$$

Dari perhitungan didapatkan luas selubung reaktor sebesar 6914,79 ft²

Menurut Brownell Bila luas area reaktor lebih dari sama dengan A tranfer panas maka dipilih jaket pemanas atau pendingin.

4. Menghitung ukuran jaket pendingin

Ukuran diameter jaket pendingin dapat dicari menggunakan:

$$diameter = OD + \frac{OD}{24} + 2sf + \frac{2}{3}icr + t \quad (\text{pers 5.13 Brownell hal. 88.})$$

Atau dapat digunakan persamaan melalui pebandingan jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil =

$$ID = \text{diameter dalam jaket} = OD \text{ tangki} + 2.jw$$

Dimana jw diumpamakan sebesar 2 inc, maka dari perhitungan didapatkan diameter dalam jaket sebesar 990, 5 inc.

5. Menghitung tebal dinding jaket pendingin

Mencari tebal dinding jaket pendingin reaktor dapat menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{pr}{(fE - 0,6P)} + C$$

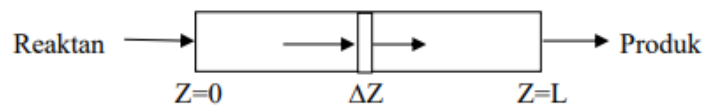
Allowable stress (f)	:18750 psia
Sambungan yang dipilih:	:double welded butt joint
Effisiensi sambungan (E)	:0,8
Corrosion allowance (c)	:0,125
Jari-jari jaket (r)	:330,18 inc

Maka dari perhitungan didapatkan tebal dinding jaket pendingin sebesar 20 inc.

8. Mencari waktu tinggal reaktor

Waktu tinggal reaktor dirumuskan sebagai $\tau = \frac{V}{Fv}$ (Fogler, 2016, pers, 2-26

halaman 58); dimana V = volume reaktor(m^3) dan $Fv =$



laju alir volumetrik ($\frac{m^3}{s}$), untuk dapat persamaan tersebut pada reactor packed bed diturunkan dari persamaan neraca volume:

Dari persamaan neraca volume dapat diturunkan rumus mencari waktu tinggal yaitu:

$$F_{in} - F_{out} + F_{gen} = F_{Acc}$$

Packed bed reactor diasumsikan tidak memiliki *gradient* radial pada konsentrasi, temperatur, atau reaksi atau akumulasi = 0, menurut buku “*Elements of Chemical Reaction Engineering*” 5th edition H, Scott Fogler pers. 1-14 hal 19.

$$F_{in} - F_{out} + F_{gen} = 0$$

$$|F_v C_A|_v - |F_v C_A|_{v+\Delta v} + -r_A \cdot \Delta V = 0$$

$$- \left\{ \frac{F_A|_{v+\Delta v} - F_A|_v}{\Delta V} \right\} = r_A$$

$$- \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \left(\frac{F_A|_{v+\Delta v} - F_A|_v}{\Delta V} \right) = r_A$$

$$- \frac{dF_A}{dV} = r_A, \text{ dimana } F_A = F_{A0}(1 - x_A), \text{ maka}$$

$$- \frac{d(F_{A0}(1 - x_A))}{dV} = r_A$$

$$-(-F_{A0} dx_A) = r_A dV$$

$$F_{A0} \int_{x_{A0}}^{x_A} dx_A = r_A \int_0^V dV$$

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_{x_{A0}}^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \quad \dots(7) \text{ karena } F_{A0} = C_{A0} \cdot F_v, \text{ maka}$$

$$r = \frac{V}{F_v} = C_{A0} \int_{x_{A0}}^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} \quad \dots(8)$$

Maka didapatkan waktu tinggal adalah 0,63 jam atau 37,82 menit.

9. Menentukan Weight Hourly Space Velocity (WHSV)

Dimana WHSV adalah perbandingan laju alir massa reaktan dengan massa katalis dalam reaktor:

$$WHSV = \frac{1}{c} = \frac{1}{0,63} = 1,6 \frac{1}{jam}$$

10. Menentukan tinggi bed katalis

Tinggi bed katalis bisa didapatkan dengan penurunan rumus persamaan (7):

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_{x_{A0}}^{x_A} \frac{dx_A}{r_A}$$

$$A, z = \int_{x_{A0}}^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} F_{A0}$$

$$z = \int_{x_{A0}}^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} F_{A0}, A = \frac{(x_A - x_{A0})}{r_A} F_{A0}$$

Dimana $x_A = 0,98$; $A = 206 \text{ m}^2$; didapatkan tinggi *packed* sebesar 9,8 meter.

11. Menentukan v minimum aktivasi reaktor

Sebelum reaktor dioperasikan, terlebih dahulu reaktor diaktivasi dengan fluida cair bersuhu 250°C , untuk mendapatkan laju alir minimum pengaliran aktivasi dapat diketahui menggunakan rumus dari persamaan Ergun:

$$v_m = \sqrt{\frac{D_p \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot s^3}{1,75 \cdot \rho_f}}$$

Dimana:

v_m laju alir minimum ($\frac{\text{m}}{\text{s}}$);

D_p Diameter partikel (m) = 4×10^{-3} ;

ρ_p Densitas partikel ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$) = 16.400;

ρ_f Densitas fluida ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$) = 7,006;

g Konstanta gravitasi ($\frac{\text{m}}{\text{s}^2}$) = 9,81;

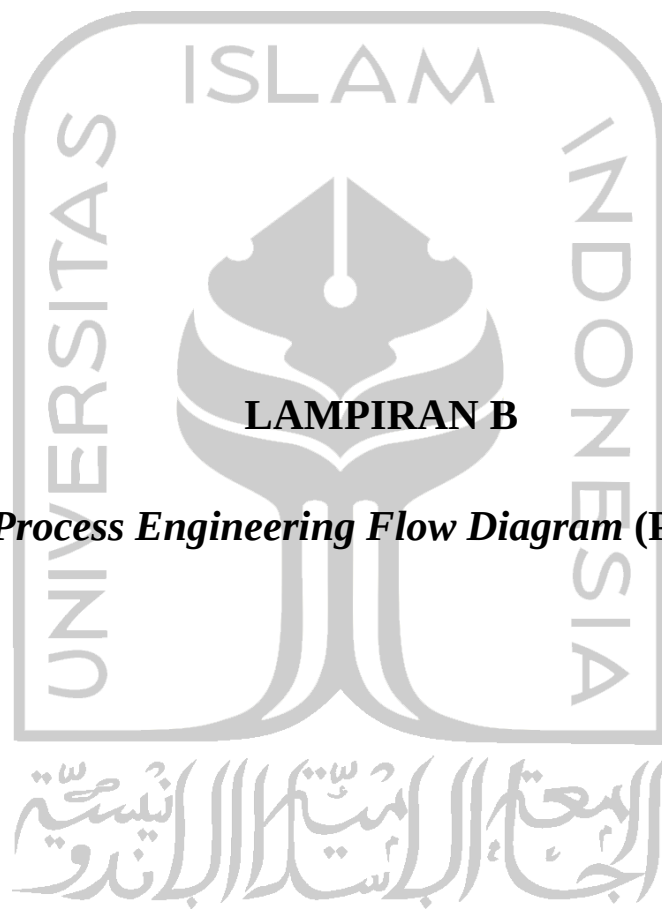
ε Void friction (porositas) = 0,77.

Maka didapatkan hasil laju alir minimum untuk aktivasi adalah $5,13 \frac{m}{s}$.

Spesifikasi Umum Reaktor		
Kode	:	R-01
Fungsi	:	Berlangsungnya reaksi antara Fatty Acid Methyl Esters dan Hidrogen dengan katalis CuMn membentuk Fatty Alcohol
Jenis/Tipe	:	Trickle packed bed reactor
Mode Operasi	:	Semi - batch
Jumlah	:	1 (satu)
Harga, Rp	:	
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	250
Tekanan, Bar	:	50
Kondisi Proses	:	Adiabatis isothermal
Konstruksi dan Material Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA 304
Diameter (ID) shell, m	:	16
Tebal shell, in	:	8,755
Tinggi total, m	:	39
Jenis head	:	Torispherical dished head (for high pressure design)
Insulasi		
Bahan insulasi	:	Jaket pendingin
Tebal isolasi, m	:	0,508
Spesifikasi Khusus Reaktor		
Jenis katalis	:	Copper manganese (CuMn)

Bentuk katalis	:	Pellet
Ukuran katalis, mm	:	4 (empat)
Tinggi tumpukan, m	:	9
Prositas tumpukan	:	0,77
WHSV/jam	:	1,6
Pressure drop, pa	:	0,623
Solid loading, kg	:	271.000
Liquid Holdup, menit	:	38

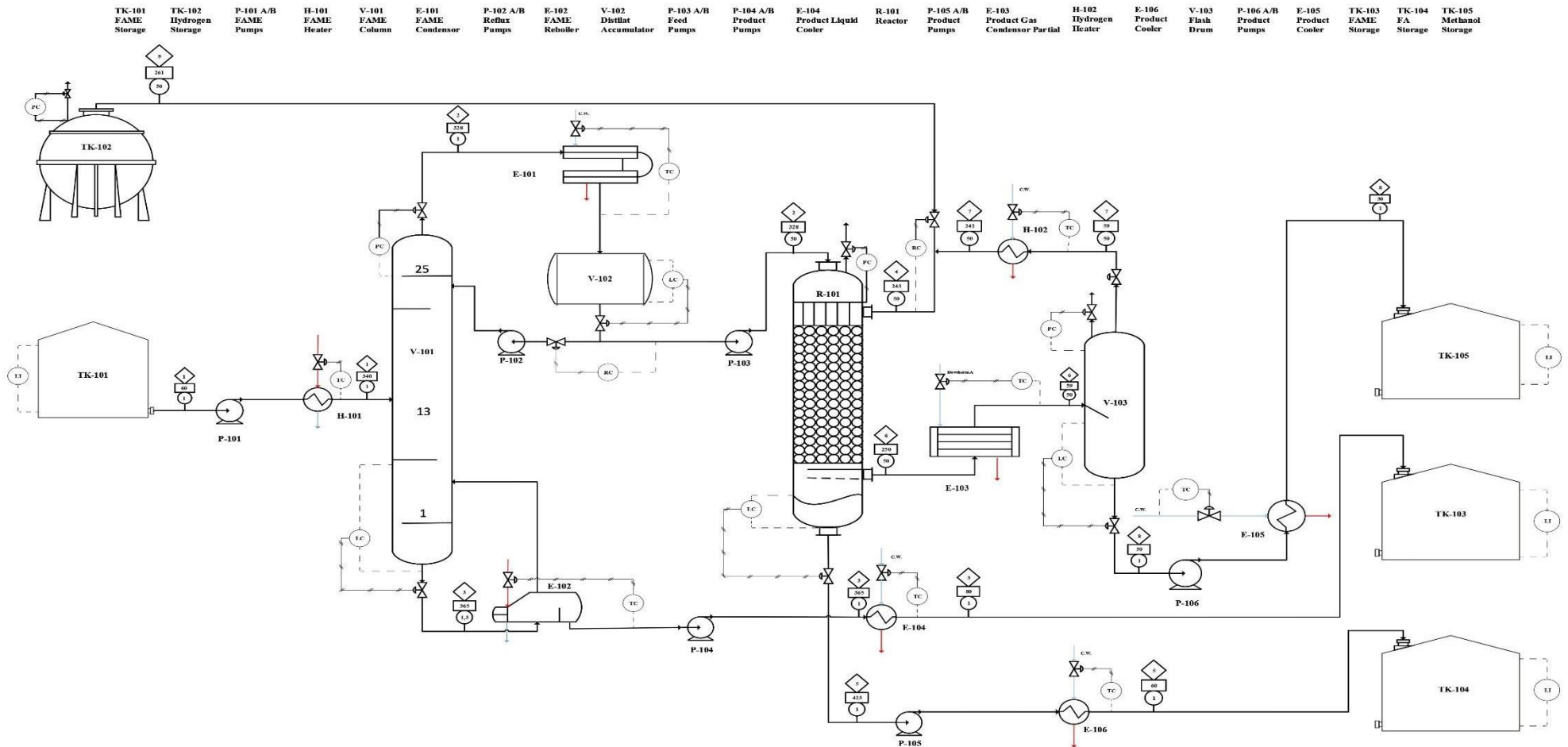




LAMPIRAN B

Process Engineering Flow Diagram (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTER DAN HIDROGEN
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



Komponen	Satuan	Nomor Arus								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
C ₁₂ H ₂₄ O ₂	kg/jam	29,35	29,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₄ H ₂₈ O ₂	kg/jam	10197,22	10095,24	101,97	0,00	19,49	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	kg/jam	11,84	4,44	7,40	0,00	4,44	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	kg/jam	4101,41	205,07	3896,34	0,00	205,07	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	kg/jam	59,05	0,00	59,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	kg/jam	0,00	0,00	0,00	22169,34	0,00	21991,98	21961,34	0,00	177,35
C ₁₁ H ₂₄ O	kg/jam	0,00	0,00	0,00	0,00	25,24	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₃ H ₂₈ O	kg/jam	0,00	0,00	0,00	0,00	8838,38	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₃ OH	kg/jam	0,00	0,00	0,00	354,06	0,00	1772,89	354,06	1418,84	0,00
Total Laju Alir Massa	kg/jam	14398,86	10334,11	4064,76	22523,40	9092,62	23764,88	22315,40	1418,84	177,35
Temperatur	°C	60,00	328,00	365,00	243,00	423,00	423,00	242,00	59,00	261,00
Tekanan	bar	1,00	1,01	1,30	50,00	1,00	50,00	50,00	1,00	50,00

Kode	Keterangan
LC	Level Control
LI	Level Indikator
PC	Pressure Control
TC	Temperature Control
	Control Valve
	Electrical
	Temperatur, °C
	Pneumatic
	Tekanan, bar
	Nomor Arus
	Arus Dingin
	Arus Panas



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2023

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTER DAN
HIDROGEN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
1. Alhya Nurhasanah (19521055)
2. Dwila Cahaya Pratiwi (19521209)

DOSEN PEMBIMBING:
Dr. Ita Puspasari, S.T., M.Eng

LAMPIRAN C
Kartu Kosultasi Bimbingan Perancangan Pabrik

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Dwita Cahaya Pratiwi
No. MHS : 19521209
2. Nama Mahasiswa : Aliya Nurhasanah
No. MHS : 19521055

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTERS DAN
HIDROGEN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

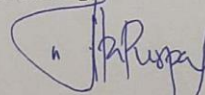
Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14 Oktober 2022	Diskusi terkait judul prarancangan pabrik	
2	12 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik	
3	16 November 2022	Persetujuan Luaran Tahap 1	
4	14 Desember 2022	Tabel pemilihan proses belum pada Tinjauan termal dan kinetik belum	
5	15 Desember 2022	Persetujuan Luaran Tahap 2-4	
6	10 Januari 2023	Perhitungan neraca massa	
7	14 Februari 2023	Perhitungan Flash Distillation disesuaikan dan lakukan simulasi Aspen	
8	16 Februari 2023	Persetujuan Luaran Tahap 5	
9	24 Maret 2023	Konsultasi Neraca Massa dan penyesuaian data komposisi terbaru	
10	20 Mei 2023	Konsultasi Alat besar : Menara Distilasi, Reaktor, & Flash Drum	
11	7 Juni 2023	Revisi Naskah, Reaktor, Flash Drum konsultasi Alat kecil	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Juli 2023

Pembimbing,



Dr. Puji Puspari, S.T., M.Eng., Ph.D.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Dwita Cahaya Pratiwi

No. MHS : 19521209

2. Nama Mahasiswa : Aliya Nurhasanah

No. MHS : 19521055

Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK FATTY ALCOHOL DARI METIL ESTER
DAN HIDROGEN DENGAN KAPASITAS 70.000 TON /TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 09 April 2023

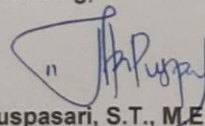
Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	20 Mei 2023	Konsultasi Alat besar : Menara distilasi, reaktor & flash drum	Ifa
2	7 Juni 2023	Konsultasi alat kecil Revisi : naskah, reaktor, flash drum	Ifa
3	7 Juli 2023	konsultasi hasil revisi dan PEPD persetujuan naskah	Ifa

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Juli 2023

Pembimbing,



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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