

**PRA RANCANGAN
PABRIK ETIL ASETAT DENGAN
KAPASITAS 54.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Mendapatkan
Gelara Sarjana Teknik Pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

Oleh

ANSLIKA I.G. MANURUNG	03031282126091
SALSABILLA ANANDA PUTRI	03031282126033

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2025**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DENGAN
KAPASITAS 54.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

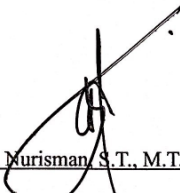
Dibuat untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana

Oleh :

ANSLIKA I.G. MANURUNG	03031282126091
SALSABILLA ANANDA PUTRI	03031282126033

Indralaya, Juli 2025

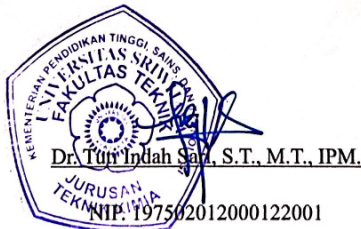
Dosen Pembimbing Tugas Akhir


Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

NIP. 198106022008011010

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat Dengan Kapasitas 54.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan oleh Anslika I.G. Manurung dan Salsabilla Ananda Putri dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada Tanggal 16 Juli 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Prof.Dr. Ir. Hj. Susila Arita, R., DEA

NIP. 196010111985032002

()

2. Rahmatullah, S.T, M.T

NIP. 198905172015041002

()

3. Elda Melwita, S.T., M.T, Ph.D

NIP. 197505112000122001

()

Mengetahui,

Indralaya, Juli 2025

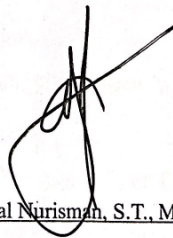
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM

NIP. 197502012000122001



Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

NIP. 198106022008011010

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

ANSLIKA I.G. MANURUNG

03031282126091

SALSABILLA ANANDA PUTRI

03031282126033

Judul:

"PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DENGAN KAPASITAS 54.000 TON/TAHUN"

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 Juli 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Prof.Dr. Ir. Hj. Susila Arita, R., DEA

()

NIP. 196010111985032002

2. Rahmatullah, S.T, M.T

()

NIP. 198905172015041002

3. Elda Melwita, S.T., M.T, Ph.D

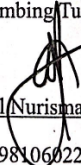
()

NIP. 197505112000122001

Indralaya, Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir


Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

NIP. 198106022008011010

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Anslika I.G. Manurung

NIM : 03031282126091

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat Dengan

Kapasitas 54.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Salsabilla Ananda Putri didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, 19 Juli 2025



Anslika I.G. Manurung

03031282126033

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Salsabilla Ananda Putri

NIM : 03031282126033

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat Dengan

Kapasitas 54.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Ansluka I.G. Manurung didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, 19 Juli 2025



Salsabilla Ananda Putri



03031282126033

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DENGAN KAPASITAS 54.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi, Juli 2025

Anslika I.G. Manurung dan Salsabilla Ananda Putri;

Dibimbing oleh Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

ABSTRAK

Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas produksi 54.000 ton/tahun direncanakan pembangunannya pada tahun 2028 yang berlokasi di Kabupaten Gresik, Jawa timur seluas 5,60 Ha. Operasi pabrik berjalan selama 24 jam/hari dalam 330 hari/tahun. Komoditi etil asetat yang diproduksi mengacu pada WO Patent No. 173679 A2 yang menggunakan proses dehidrogenasi dengan etanol sebagai bahan baku produksi. Proses reaksi berlangsung di reaktor *tubular fixed bed* dengan kondisi operasi yaitu pada temperatur 230°C dengan tekanan 10 atm yang di dalamnya terdapat katalis $\text{CuO-ZnO-ZrO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ dengan berat Al_2O_3 9-15%wt.

Bentuk perusahaan yang akan digunakan dalam menjalankan perusahaan yaitu Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi yang mengacu pada struktur organisasi garis dan *staff*. Perusahaan dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 164 orang. Hasil analisa ekonomi pabrik etil asetat menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan ekonomi sebagai berikut:

a) <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US \$ 81.505.626,22
b) <i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US \$ 257.549.779,28
c) Total Penjualan per Tahun	= US \$ 359.232,798,11
d) <i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	= US \$ 72.607.967,79
e) <i>Pay Out Time on Investment</i>	= 1,3 tahun
f) <i>Rate of Return</i>	= 93,17%
g) <i>Discounted Cash Flow - ROR</i>	= 87,92%
h) <i>Break Even Point</i>	= 32,98%
i) <i>Service Life</i>	= 11 tahun

Kata Kunci: Etil Asetat, *Tubular Fixed Bed Reactor*, Utilitas

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Tuhan Yang Maha Esa berkat limpahan rahmat, nikmat, dan hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat dengan Kapasitas 78.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Dalam penyusunan tugas akhir penulis tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak. Penulis telah banyak menerima bimbingan, petunjuk, bantuan, dan dorongan yang bersifat moral maupun materi. Diucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada

- 1) Kedua orang tua penulis yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, dan doa yang tiada henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
- 2) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M. T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T., IPM. selaku Sektetaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Bapak Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan serta arahan kepada penulis sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan.
- 5) Seluruh dosen dan staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Semua pihak, termasuk teman-teman, yang telah membantu, mulai dari tahap awal tugas akhir hingga penyusunan laporan.

Indralaya, Juli 2025

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK ETIL ASETAT DENGAN KAPASITAS 54.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi, Juli 2025

Anslika I.G. Manurung dan Salsabilla Ananda Putri;

Dibimbing oleh Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

ABSTRAK

Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas produksi 54.000 ton/tahun direncanakan pembangunannya pada tahun 2028 yang berlokasi di Kabupaten Gresik, Jawa timur seluas 5,60 Ha. Operasi pabrik berjalan selama 24 jam/hari dalam 330 hari/tahun. Komoditi etil asetat yang diproduksi mengacu pada WO Patent No. 173679 A2 yang menggunakan proses dehidrogenasi dengan etanol sebagai bahan baku produksi. Proses reaksi berlangsung di reaktor *tubular fixed bed* dengan kondisi operasi yaitu pada temperatur 230°C dengan tekanan 10 atm yang di dalamnya terdapat katalis $\text{CuO-ZnO-ZrO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ dengan berat Al_2O_3 9-15%wt.

Bentuk perusahaan yang akan digunakan dalam menjalankan perusahaan yaitu Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi yang mengacu pada struktur organisasi garis dan *staff*. Perusahaan dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 164 orang. Hasil analisa ekonomi pabrik etil asetat menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan ekonomi sebagai berikut:

a) <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US \$ 81.505.626,22
b) <i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US \$ 257.549.779,28
c) Total Penjualan per Tahun	= US \$ 359.232,798,11
d) <i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	= US \$ 72.607.967,79
e) <i>Pay Out Time on Investment</i>	= 1,3 tahun
f) <i>Rate of Return</i>	= 93,17%
g) <i>Discounted Cash Flow - ROR</i>	= 87,92%
h) <i>Break Even Point</i>	= 32,98%
i) <i>Service Life</i>	= 11 tahun

Kata Kunci: Etil Asetat, *Tubular Fixed Bed Reactor*, Utilitas

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
KATA PENGANTAR	iii
ABSTRAK	v
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR NOTASI	x
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	1
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Etil Asetat	2
1.4. Sifat Fisik dan Kimia	4
BAB II PERENCANAAN PABRIK	6
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	6
2.2. Penentuan Kapasitas	6
2.3. Pemilihan Proses	8
2.4. Pemilihan Bahan Baku	8
2.5. Uraian Proses	8
BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK	12
3.1. Lokasi Pabrik	12
3.2. Ketersediaan Bahan Baku	13
3.3. Pemasaran dan Transportasi	14
3.4. Ketersediaan Sistem Utilitas	14
3.5. Ketersediaan Tenaga Kerja	15
3.7. Tata Letak Pabrik	16
3.8. Perkiraan Luas Tanah	17
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	18
4.1. Neraca Massa	18
4.2. Neraca Panas	21
BAB V UTILITAS	28
5.1. Unit Pengadaan Steam	28

5.2 Unit Pengadaan Air.....	29
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran.....	34
5.4. Unit Pengadaan Listrik	35
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar	37
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	39
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	68
7.1 Bentuk Perusahaan.....	68
7.2 Struktur Organisasi	69
7.3 Tugas dan Wewenang.....	70
7.4 Sistem Kerja.....	73
7.5 Penentuan Jumlah Karyawan.....	74
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	79
8.1. Menentukan Indeks Harga	79
8.2. Profitabilitas (Keuntungan).....	80
8.3. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	81
8.4. Total Modal Akhir	82
8.5. Laju Pengembalian Modal	83
8.6. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCF-ROR)	83
8.7. <i>Break Even Point</i> (BEP)	84
BAB IX KESIMPULAN	87
DAFTAR PUSTAKA	88
LAMPIRAN	91

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Sifat Fisik dan Kimia.....	4
Tabel 2. 1 Data Impor Etil Asetat di Indonesia	6
Tabel 2. 2 Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia.....	7
Tabel 5. 1 Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 240°C	28
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin	30
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Domestik.....	33
Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	34
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Peralatan.....	35
Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik Etil Asetat	37
Tabel 5. 7 Total Kebutuhan Bahan Bakar	38
Tabel 7. 1 Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan	73
Tabel 7. 2 Perincian Jumlah Karyawan Pabrik Pembuatan Etil Asetat.....	75
Tabel 8. 1 Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman	81
Tabel 8. 2 Kesimpulan Analisa Ekonomi	86

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Volume Impor dan Konsumsi Etil Asetat Tahun 2024-2029.....	7
Gambar 2. 2 <i>Flowsheet</i> Pra Rancangan Pabrik.....	11
Gambar 3. 1 Peta Rencana Lokasi Pendirian Pabrik.....	13
Gambar 3. 2 Peta Lokasi Jarak Sumber Bahan Baku dengan Lokasi Pendirian Pabrik	14
Gambar 3. 3 Peta Lokasi Jarak Perusahaan Gas Negara dengan Lokasi Pendirian Pabrik	15
Gambar 3. 4 Perencanaan Tata Letak Pabrik	17
Gambar 3. 5 Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses	17
Gambar 7. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	78
Gambar 8. 1 Grafik <i>Break Even Point</i>	85

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	=	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	=	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	=	Inside diameter, Outside diameter, m
L	=	Panjang accumulator, m
P	=	Tekanan operasi, atm
S	=	Working stress yang diizinkan
t	=	Temperatur Operasi, °C
V	=	Volume total, m ³
V _s	=	Volume silinder, m ³
W	=	Laju alir massa, kg/jam
ρ	=	Densitas, lb/ft ³

2. COOLER, CONDENSOR, PARTIAL CONDENSER, REBOILER, HEATER

A	=	Area perpindahan panas, ft ²
a _a , a _p	=	Area pada annulus, inner pipe, ft ²
a _s , a _t	=	Area pada shell, tube, ft ²
a''	=	external surface per 1 in, ft ² /in
B	=	Baffle spacing, in
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
D _e	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft ² /in ²
G _a	=	Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft ²
G _p	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft ²
G _s	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²
G _t	=	Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	=	Percepatan gravitasi
h	=	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F

h_i, h_{io}	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
j_H	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	= Panjang tube, pipa, ft
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
N	= Jumlah baffle
N_t	= Jumlah tube
P_T	= Tube pitch, in
ΔP_r	= Return drop sheel, Psi
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	= Penurunan tekanan tube, Psi
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	= Dirt factor, Btu/jam.ft ² .°F
Re	= Bilangan Reynold, dimensionless
s	= Specific gravity
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c	= Clean overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
U_d	= Design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viscositas, cp

3. KNOCK OUT DRUM

A	= <i>Vessel</i> Area Minimum, m ²
C	= <i>Corrosion</i> maksimum, in
D	= Diameter <i>Vessel</i> minimum, m
E	= <i>Joint</i> efisiensi

H_L	= Tinggi <i>Liquid</i> , m
H_T	= Tinggi <i>Vessel</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
Q_V	= Laju alir <i>Volumetric</i> massa, m ³ /jam
Q_L	= <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m ³ /jam
S	= <i>Working stress Allowable</i> , psi
t	= tebal dinding tangki, m
U_v	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V_t	= Volume <i>Vessel</i> , m ³
V_h	= Volume <i>Head</i> , m ³
V_t	= Volume <i>Vessel</i> , m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	= Densitas <i>Liquid</i> , kg/m ³

4. DISTILLATION COLUMN

A_d	= Downcomer area, m ²
A_t	= Tower area, m ²
A_n	= Net area, m ²
A_a	= Active area, m ²
A_b	= Hole area, m ²
A_{da}	= Aerated area, m ²
C	= Faktor korosi yangizinkan, m
C_{sb}	= Kapasitas vapor, m/det
DI	= Clearance, mm
d_h	= Diameter hole, mm
d_c	= Diameter kolom, mm
e	= Total entrainment, kg/det
E	= Joint efficiency, dimensionless
F	= Friction factor, dimensionless
F_{iv}	= Paramater aliran, dimensionless

h_a	= Aerated liquid drop, m
h_f	= Froth height, mm
h_w	= Weir height, mm
h_o	= Weep point, cm
H	= Tinggi kolom, m
L_w	= Weir length
L	= Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N_m	= Jumlah tray minimum
ΔP	= Pressure drop
P	= Tekanan desain, atm
q	= Laju alir volume umpan solvent, m ³ /det
Q	= Laju alir volume umpan gas, m ³ /det
R	= [L/D] refluks ratio, dimensionless
R_h	= Radius Hydrolic, m
R_m	= Refluks minimum
Re_h	= Reynold modulus, dimensionless
S	= Working stress, N/m ²
S_s	= Stage umpan
St	= Jumlah stages
t	= Tebal dinding vessel, m
T	= Temperatur operasi, °C
T_{av}	= Temperatur rata-rata, °C
U_f	= Kecepatan aerated mass, U_f
V	= Laju alir massa umpan gas, kg/det
V_d	= Downcomer velocity, m/det
α	= Relatif volatil, dimensionless
Δ	= Liquid gradien, cm
ρ_g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m ³
ψ	= Fractional entrainment, dimensionless

5. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
BHP	= Brake Horse Power, HP
D _{i opt}	= Diameter optimum pipa, in
E	= Equivalent roughness
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g _c	= Percepatan gravitasi, ft/s ²
Gpm	= Gallon per menit
H _{f suc}	= Total friksi pada suction, ft
H _{f dis}	= Total friksi pada discharge, ft
H _{fs}	= Skin friction loss
H _{fsuc}	= Total suction friction loss
H _{fc}	= Sudden Contraction Friction Loss (ft lb _m /lb _f)
H _{fc}	= Sudden expansion friction loss (ft lb _m /lb _f)
ID	= Inside diameter pipa, in
K _C , K _S	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
L _e	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= Net positive suction head (ft)
N _{Re}	= Reynold number, dimension less
P _{Vp}	= Tekanan uap, Psi
Q _f	= Laju alir volumetrik
V _f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, Psi

6. REAKTOR

C _{Ao}	= konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m ³
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
D _K	= Diameter katalis, cm
F _{Ao}	= Laju alir umpan, kmol/jam
g	= Gravitasi

Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, $\text{m}^3/\text{kmol.s}$
N	= Bilangan Avogadro
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. $^{\circ}\text{C}$
t	= Tebal dinding vessel
V_K	= Volume katalis, m^3
V_t	= Volume reaktor, m^3
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ε_A	= Voidage
ϕ	= Porositas Katalis
σ	= Diameter Partikel, cm

7. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	= Tinggi head, m
H	= Tinggi silinder, m
H_T	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
t	= Lama persediaan/penyimpanan, hari
V_h	= Volume ellipsoidal head, m^3

V_s	= Volume silinder, m^3
V_t	= Volume tangki, m^3
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran I. Perhitungan Neraca Massa	91
Lampiran II. Perhitungan Neraca Panas.....	136
Lampiran III. Spesifikasi Peralatan.....	290
Lampiran IV. Perhitungan Ekonomi	452
Lampiran V. Tugas Khusus.....	471
Lampiran VI. Paten Utama Dan Paten Pendukung.....	510

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri dalam suatu negara berperan penting karena mampu mendorong pertumbuhan ekonomi, meningkatkan arus investasi, serta membuka peluang kerja baru. Sektor industri dianggap sebagai sektor unggulan karena dapat mendorong perkembangan sektor lain seperti perdagangan, pertanian, dan jasa. Pemerintah Indonesia berkomitmen untuk terus mengembangkan sektor industri yang berdampak signifikan pada kemajuan negara, khususnya industri manufaktur, yang menjadi salah satu pilar utama pertumbuhan ekonomi nasional (Kemenperin, 2021).

Etil asetat merupakan salah satu komoditas kimia menjadi prospek yang menjanjikan untuk dikembangkan di Indonesia. Senyawa tersebut banyak digunakan sebagai pelarut dalam industri, terutama dalam produksi cat, plastik, parfum, kosmetik, minyak atsiri, dan memenuhi kebutuhan industri farmasi. Kegunaan etil asetat yang sangat luas memerlukan suplai dalam jumlah besar. Berdasarkan data impor, permintaan etil asetat di Indonesia masih sangat tinggi dan terus meningkat setiap tahunnya, sementara kapasitas produksi dalam negeri masih sangat terbatas. Oleh karena itu, pembangunan pabrik etil asetat di Indonesia menjadi suatu urgensi, karena dapat mengurangi ketergantungan pada impor dan menyeimbangkan arus impor-ekspor etil asetat.

Mendirikan pabrik etil asetat menggunakan bahan baku dari dalam negeri, diharapkan dapat meningkatkan perputaran ekonomi domestik, memperbesar kapasitas produksi komoditas terkait, mendorong pertumbuhan ekonomi, serta mendorong munculnya industri baru yang memanfaatkan etil asetat. Hal ini juga berpotensi menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Etil asetat merupakan salah satu jenis pelarut yang tersusun dari unsur-unsur karbon, *hydrogen*, dan oksigen yang mempunyai rumus molekul $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$. Etil asetat berwujud cairan bening yang memiliki aroma yang khas. Etil asetat ini biasanya diproduksi dalam skala besar yang sering digunakan sebagai pelarut. Etil asetat sering disingkat EtAc (Et yang berarti gugus etil dan Oac yang berarti asetat).

Dalam perkembangannya, produksi senyawa etil asetat bisa diperkirakan permintaanya akan meningkat 3-4% per tahun secara global. Hal ini disebabkan tingginya permintaan produk etil asetat sebagai pelapis permukaan dan sebagai pengganti pelarut restriktif. Secara geografis, permintaan terkuat berada di China dan Asia Tenggara. Sementara itu, pasar yang berada di negara-negara maju, seperti Eropa Barat dan juga Amerika Serikat, akan mengalami tingkat pertumbuhannya yang sama atau kurang dari Produk Domestik Bruto (PDB).

Di Amerika Serikat, tingkat pertumbuhan produk etil asetat di masa depan diprediksi akan menjadi sebesar 2% per tahun. Amerika Serikat menggunakan sekitar 60% etil asetat sebagai pelarut dalam berbagai formulasi bahan pelapis. Selama 20 tahun terakhir, etil asetat kurang kompetitif dibandingkan dengan pelapis berpelarut air karena etil asetat mudah menguap di lingkungan. Asia Tenggara dan China adalah wilayah terpenting di dunia untuk produksi dan konsumsi etil asetat. Pasar cat dan pelapis di Asia Tenggara diperkirakan akan tumbuh sebesar 5-6% per tahun. Beberapa pabrik etil asetat di China dapat mengalami pertumbuhan pemasaran setidaknya sebanyak 8% per tahun. Indonesia pada awalnya memiliki dua pabrik etil asetat. Salah satunya yaitu PT Showa Esterindo yang merupakan anak Perusahaan konsolidasi Showa Denko (SDK). Namun, tahun 2014 SDK membubarkan PT Showa Esterindo (Huang, 2017).

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Etil Asetat

Etil asetat dalam pembuatannya dapat diproduksi dengan beberapa proses reaksi. Beberapa proses pembuatan etil asetat yaitu dapat dicapai dengan menggunakan proses esterifikasi, proses reaksi Tischenko, proses hidrogenasi, dan proses dehidrogenasi. Proses pembentukan etil asetat dalam beberapa jenis proses dapat dilihat pada uraian sebagai berikut.

1.3.1. Proses Esterifikasi

Proses esterifikasi merupakan proses pembuatan etil asetat yang paling umum dilakukan. Pada proses ini reaktan yang digunakan merupakan etanol dan asam asetat dengan menggunakan katalis asam sulfat, asam klorida, atau *toluene sulfonic acid*. Reaksi dari asam asetat dan etanol dengan katalis dapat menghasilkan *yield* produk hingga 65% dengan reaksi sebagai berikut:



Sintesa etil asetat dapat dilakukan dengan kisaran temperature 70-90°C dengan konversi sekitar 66-68% (Piotrowski dan Kubica, 2021). Proses reaksi untuk menghasilkan etil asetat dapat dipercepat menggunakan katalis asam dan untuk kesetimbangan reaksinya dapat digeser kearah produk dengan membuang kandungan air yang diperoleh dari proses reaksi.

1.3.2. Proses Reaksi Tischenko

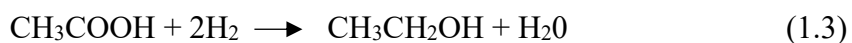
Proses Tischenko ini pertama kali dikembangkan oleh Tischenko, dengan *yield* sebesar 61%. Bahan baku yang digunakan adalah asetaldehid dengan memakai katalis aluminium etoksida pada temperature 20°C. Proses Tischenko dikembangkan pada industri di Eropa selama satu setengah abad di mana asetaldehid menjadi bahan intermediet yang penting dibanding etilen. Pembuatan etil asetat berdasarkan reaksi Tischenko dapat terbentuk dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi Tischenko ini tidak terlalu populer dibandingkan dengan reaksi esterifikasi. Hal ini disebabkan karena ketersediaan bahan baku yang susah didapatkan karena banyak digunakan di industri petrokimia dan harganya yang mahal (Piotrowski dan Kubica, 2021).

1.3.3. Proses Hidrogenasi

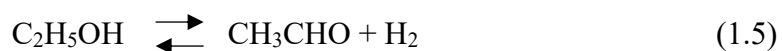
Reaksi Hidrogenasi dilakukan dengan menambahkan gas hidrogen ke dalam asam asetat sebagai bahan baku. Reaksi ini dapat dicapai dengan adanya bantuan katalis metal seperti platinum dan paladium. Reaksi pada proses hidrogenasi yaitu sebagai berikut:



Reaksi hidrogenasi dapat terjadi pada kisaran temperature 125-350°C. Besarnya konversi yang terbentuk pada reaksi ini didasarkan pada banyaknya persen mol *feed* yaitu asam asetat yang terkonversi. Konversi dapat dicapai hingga 80% dan dengan katalis yang sesuai konversi dapat mencapai 90%. Selektivitas produk samping tinggi hingga 85% dan proses hidrogenasi yang memiliki nilai selektivitas yang rendah pada reaksi yang tidak diinginkan yaitu sebesar < 4%.

1.3.4. Proses Dehidrogenasi

Proses dehidrogenasi dilakukan dengan melepaskan atom hidrogen pada bahan baku yaitu etanol yang dalam proses reaksinya aliran *feed* dikontakkan dengan katalis *cooper oxide*. Proses reaksinya terjadi secara dua tahap dari etanol hingga menjadi etil asetat sebagai produk utama. Reaksi dehidrogenasi etanol yaitu sebagai berikut:



Menurut WO Patent No. 173679 A2, proses dehidrogenasi dapat menghasilkan produk etil asetat dengan kemurnian yang tinggi sebesar 99,5% dan bahan baku yang digunakan ialah bahan baku murni sehingga impurities tidak terbentuk banyak dan proses pemurniannya lebih mudah (WO Patent No. 173679 A2).

1.4. Sifat Fisik dan Kimia

Tabel 1. 1 Sifat Fisik dan Kimia

Senyawa	Etanol	Etil Asetat	Hidrogen	Air
Rumus molekul	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	H_2	H_2O
Berat molekul (kg/kmol)	46,069	88,11	2,014	18,02
Berat jenis (gr/cm ³)	0,7893	0,902	89	1
Viskositas (cP)	1,17	0,426	0.0088	1
Titik didih (°C)	78,37	77,1	-252,87	100
Titik lebur (°C)	-112	-83,6	-259,1	0
Tekanan kritis (atm)	63,1	63	12,8	218,3
Temperatur kritis (°C)	243,15	243,1	33,3	647

$\Delta H^\circ_{f(l)}$ (kkal/mol)	-51,3	-105,86	-	-57,7979
$\Delta G^\circ_{f(l)}$ (kkal/mol)	-26,06	-78,20	-	-54,6351
Fase	Liquid	Liquid	Gas	Liquid
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna

(Yaws, 1999)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1. Alasan Pendirian Pabrik

Etil asetat banyak digunakan pada industri kimia sebagai bahan baku dan bahan pendukung industri lain khususnya sebagai pelarut di industri kosmetik, makanan, cat, tinta, dan obat-obatan. Hal ini menjadi salah satu alasan perlu ditingkatkannya produksi dan pendirian pabrik pembuatan etil asetat di Indonesia. Adapun faktor-faktor lain yang menjadi pendorong didirikannya pabrik etil asetat adalah sebagai berikut:

- 1) Pabrik ini mendorong tumbuhnya industri lain yang menggunakan etil asetat sebagai bahan baku atau bahan penunjang.
- 2) Meningkatkan produksi etil asetat di Indonesia sehingga dapat memenuhi kebutuhan dan mengurangi ketergantungan impor etil asetat.
- 3) Pabrik ini diharapkan dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi, khususnya masyarakat sekitar dan pertumbuhan ekonomi Indonesia pada umumnya.
- 4) Dapat menjadi sumber lapangan kerja baru bagi masyarakat, sehingga mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia.
- 5) Pabrik ini dalam jangka panjang selain dapat memenuhi kebutuhan untuk pasar dalam negeri, juga diharapkan dapat memenuhi permintaan luar negeri.
- 6) Meningkatkan nilai guna etanol yang jumlah produksinya besar di Indonesia sebagai bahan baku utama dari pembuatan etil asetat.

2.2. Penentuan Kapasitas

Berdasarkan data impor dan ekspor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dari tahun 2019 sampai 2023 pada Tabel 2.1. menunjukkan data statistik impor etil asetat di Indonesia. Tabel 2.2. menunjukkan data statistik ekspor etil asetat di Indonesia.

Tabel 2. 1 Data Impor Etil Asetat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2019	68,130.27
2020	70,346.69

2021	109,497.76
2022	132,853.27
2023	89,486.68

Tabel 2. 2 Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2019	19.68
2020	7.53
2021	344.60
2022	407.68
2023	420.84

$$\% P = \frac{X_1 - X_2}{X_1} \times 100\% \quad (\text{Kuncoro, M. 2009})$$

Keterangan :

X1 = Nilai Impor/ Ekspor Awal

X2 = Nilai Impor/ Ekspor Akhir

Berdasarkan persamaan di atas, diperoleh nilai %P dari data ekspor dan impor. Dari data tersebut, diperoleh nilai pertumbuhan rata-rata dengan rumus :

$$i = \frac{\text{rata-rata } \%P}{n} \times 100\% \quad (\text{Kuncoro, M. 2009})$$

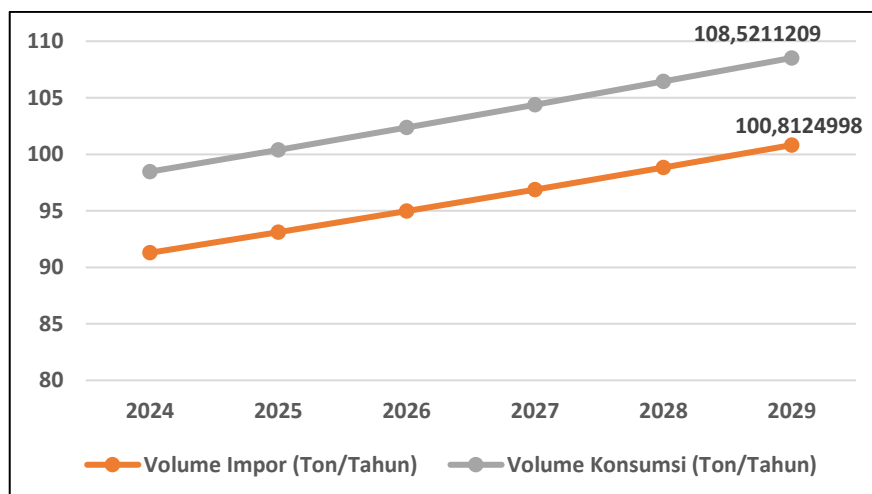
Keterangan :

i = Pertumbuhan rata-rata pertahun

%P = Persen pertumbuhan pertahun

n = Jumlah data %P

Berdasarkan persamaan tersebut dapat dihubungkan dalam sebuah grafik volume impor dan konsumsi etil asetat di Indonesia sebagai berikut



Gambar 2. 1 Volume Impor dan Konsumsi Etil Asetat Tahun 2024-2029

Dengan persamaan di atas maka akan diperoleh volume impor dan konsumsi etil asetat, sehingga dapat disubstitusikan dengan persamaan berikut :

$$\text{Produksi} + \text{Impor} = \text{Konsumsi} + \text{Ekspor}$$

Persamaan diatas dapat menentukan perkiraan kapasitas pabrik etil asetat. Rencana pabrik etil asetat beroperasi dilakukan pada tahun 2029 sehingga diperoleh kebutuhan etil asetat di Indonesia pada tahun 2029 yaitu sebesar 108,107 ton/tahun. Pemilihan kapasitas rancangan pabrik etil asetat adalah 54.000 ton pertahun untuk memenuhi kebutuhan Indonesia terhadap senyawa etil asetat sebesar 50%.

2.3. Pemilihan Proses

Dalam perancangan pabrik etil asetat kali ini, proses yang dipilih dalam pra-rancangan pabrik etil asetat berupa proses yaitu proses dehidrogenasi sesuai dengan WO Patent No. 173679 A2 tahun 2024. Proses tersebut dipilih karena mampu memproduksi etil asetat dengan kemurnian >99,5%. Bahan baku tersebut sudah diproduksi masal di negara Indonesia sehingga tidak perlu melakukan impor bahan untuk produksi sehingga dapat memangkas biaya produksi. Berikut beberapa proses reaksi kimia dalam pembuatan etil asetat.

Tabel 2.2. Perbandingan Proses

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Dehidrogenasi	- Bahan baku tunggal dan mudah diperoleh serta harganya yang murah.	- Konversi relative rendah. - Temperatur operasi tinggi.

	- Katalis memiliki selektifitas yang tinggi dan relatif murah. - Proses relatif sederhana. - Menghasilkan hidrogen sebagai produk samping. - Menghasilkan etil asetat dengan kemurnian tinggi.	
Esterifikasi	- Yield tinggi - Kemurnian produk tinggi.	- Membutuhkan dua bahan baku utama berupa etanol dan asam asetat yang relatif mahal. - Investasi alat destilasi yang cukup besar. - Katalis yang digunakan relative mahal.
Tischenko	- Bahan baku tunggal.	- Yield yang dihasilkan hanya berkisar 60%. - Katalis yang digunakan relative mahal. - Bahan baku masih jarang ditemukan dan harganya relative mahal. - Suhu operasi sangat rendah (-20°C).
Hidrasi	- Menghasilkan etil asetat dengan kemurnian tinggi.	- Bahan baku yang digunakan yaitu asam asetat dan hydrogen, di mana asam asetat relative mahal. - Membutuhkan peralatan bertekanan tinggi dan suhu tinggi. - Katalis yang digunakan relative mahal.

2.4. Pemilihan Bahan Baku

Pemilihan bahan baku merupakan salah satu faktor penting dalam memproduksi etil asetat. Bahan baku yang digunakan pada pra rancangan pabrik etil asetat adalah etanol. Pemilihan bahan baku tersebut didasarkan pada beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Bahan baku berupa etanol diperoleh dari PT Indo Acidatama yang terletak di Solo, Jawa Tengah yang memproduksi etanol dengan kemurnian 96.5% sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan.
2. Persediaan bahan baku yang memadai dan juga harga bahan baku yang relatif murah, serta jalur transportasi bahan baku yang disuplai ke lokasi perencanaan pabrik juga memadai.
3. Pengoperasian dan juga pemeliharaan peralatan yang digunakan selama proses relatif murah.
4. Kemurnian produk yang dihasilkan tinggi.

2.5. Uraian Proses

Proses pembuatan etil asetat dilakukan dengan proses dehidrogenasi yang merujuk pada patent WO 2024/173679 A2, yang diterbitkan pada tanggal 22 Agustus 2024. Proses pembuatan etil asetat terdiri dari tiga tahapan proses, yaitu :

1. Tahap Preparasi
2. Tahap Reaksi (Sintesa)
3. Tahap Separasi dan Purifikasi Produk

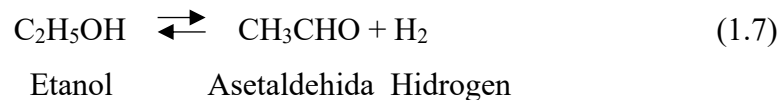
2.5.1. Tahap Preparasi

Bahan baku etanol yang mempunyai kemurnian 96,5% dari Tangki-01 (T-01) yang telah dicampurkan dengan aliran *recycle* dari *Knock Out Drum*-01 (KOD-01) di *Mixing Point*-01 (MP-01). Bahan baku selanjutnya dilewatkan ke *Heater*-01 (H-01), dipanaskan sebelum dialirkan ke *Vaporizer*-01 (VP-01) sehingga fasa bahan baku berubah dalam bentuk uap untuk menyesuaikan kondisi operasi sebelum masuk ke Reaktor-01 (R-01).

2.5.2. Tahap Reaksi (Sintesis)

Aliran feed bahan baku dari VP-01 selanjutnya dialirkan menuju R-01 untuk dilakukan proses sintesa. Reaksi dehidrogenasi terjadi di dalam reaktor berjenis

Fixed Bed Reactor yang berlangsung pada kondisi temperatur 200°C dan tekanan 10 atm. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



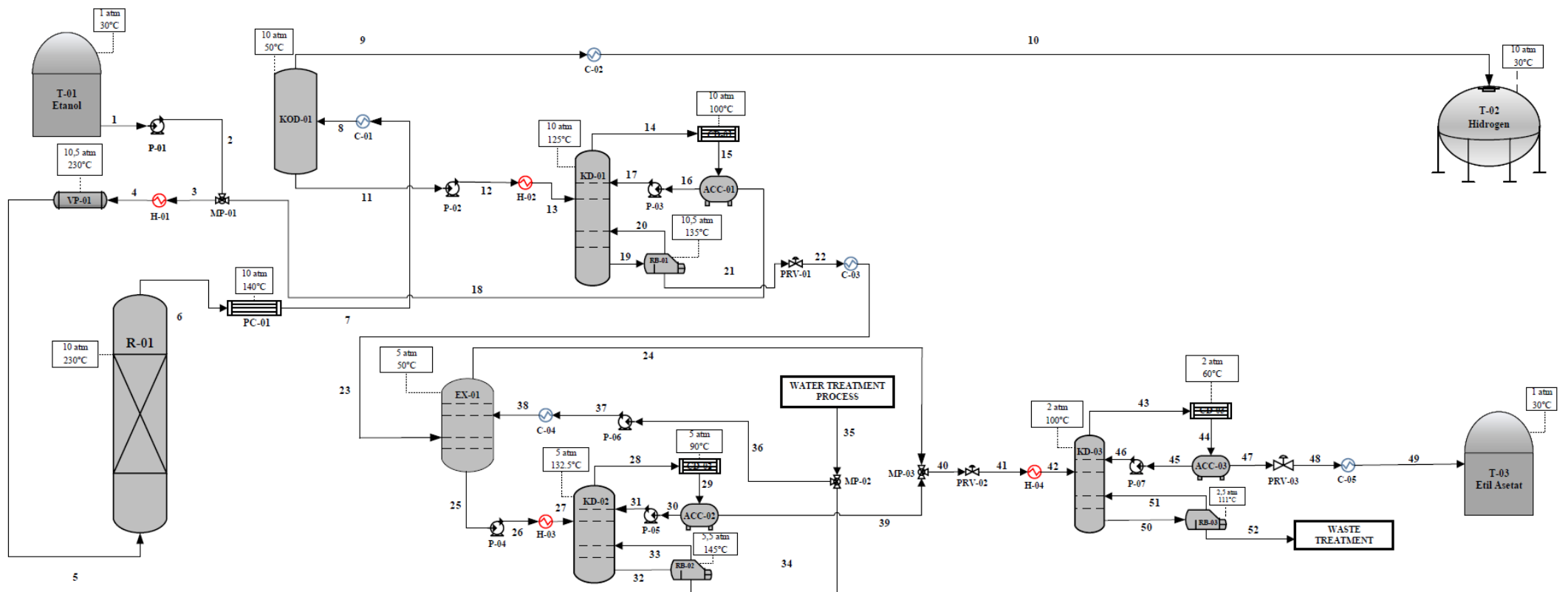
Hasil keluaran dari R-01 yang berupa campuran antara etil asetat, etanol yang tidak bereaksi, hidrogen, air, dan *impurities* yang selanjutnya dialirkan ke dalam Kolom Distilasi-01 (KD-01) untuk dilakukan tahap separasi.

2.5.3. Separasi dan Purifikasi

Aliran campuran dari R-01 selanjutnya dilewatkan ke *Cooler*-01 (C-01) untuk menyesuaikan kondisi operasinya sebelum diproses di dalam KD-01, yaitu temperatur 160°C dan tekanan 10 atm. Campuran dialirkan ke dalam KD-01 untuk memisahkan etil asetat dari campuran, temperatur bagian bawahnya sebesar 200°C dan tekanan 10 atm, serta bagian atasnya sebesar 160 °C dengan tekanan 10 atm. *Bottom product* KD-01 berupa etil asetat dan *impurities* selanjutnya dialirkan ke Kolom Ekstraksi-01 (KE-01), sedangkan *top product* yang berupa etanol yang tidak bereaksi, air, dan *hydrogen* selanjutnya didinginkan di dalam *Cooler*-02 (C-02) hingga temperatur 50°C. Aliran tersebut akan dipisahkan pada *Knockout Drum*-01 (KOD-01) akan menghasilkan *top product* yaitu *hydrogen* yang akan disimpan pada Tangki Hidrogen-02 (T-02) untuk dijual, sedangkan *bottom product* berupa etanol yang tidak bereaksi dan air akan di bagi menjadi dua aliran yaitu aliran *reflux* ke KD-01, dan aliran *rycycle* yang selanjutnya dialirkan ke MP-01.

Aliran *bottom product* KD-01 selanjutnya dialirkan menuju Kolom Ekstraksi-01 (KE-01) untuk dilakukan ekstraksi cair-cair, selajutnya dilewatkan ke *Heater*-01 (H-01) untuk menyesuaikan kondisi operasinya sebelum diproses di dalam KD-02 agar dilakukan proses separasi lebih lanjut untuk mencapai etil asetat dengan kemurnian >99,8%, dengan temperatur bagian bawahnya sebesar 160°C dan tekanan 2 atm, serta bagian atasnya sebesar 120°C dengan tekanan 2 atm. Di dalam KD-02 butanol dan etil butirat yang merupakan *impurities* akan dipisahkan untuk memperoleh etil asetat dengan kemurnian >99,8%. *Impurities*

akan keluar melalui bagian bawah KD-02 dan dialirkan menuju IPAL, sedangkan produk selanjutnya akan ditampung di dalam T-03.



Keterangan Gambar :

ACC	= Accumulator	P	= Pompa
C	= Cooler	PRV	= Pressure Reducing Valve
CD	= Condensor	VP	= Vapporizer
EX	= Extractor	R	= Reaktor
H	= Heater	RB	= Reboiler
KD	= Kolom Distilasi		
T	= Tangki		
PC	= Partial Condensor		

	UNIVERSITAS SRIWIJAYA FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK KIMIA	
DIAGRAM ALIR PROSES PABRIK PEMBUATAN ETIL ASETAT		
Digambar Oleh: 1. ANSLIKA I.G. MANURUNG (03031282126091) 2. SALSABILLA ANANDA PUTRI (03031282126033)		Tanda Tangan
Diperiksa Oleh : Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM Disetujui Oleh : Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM		

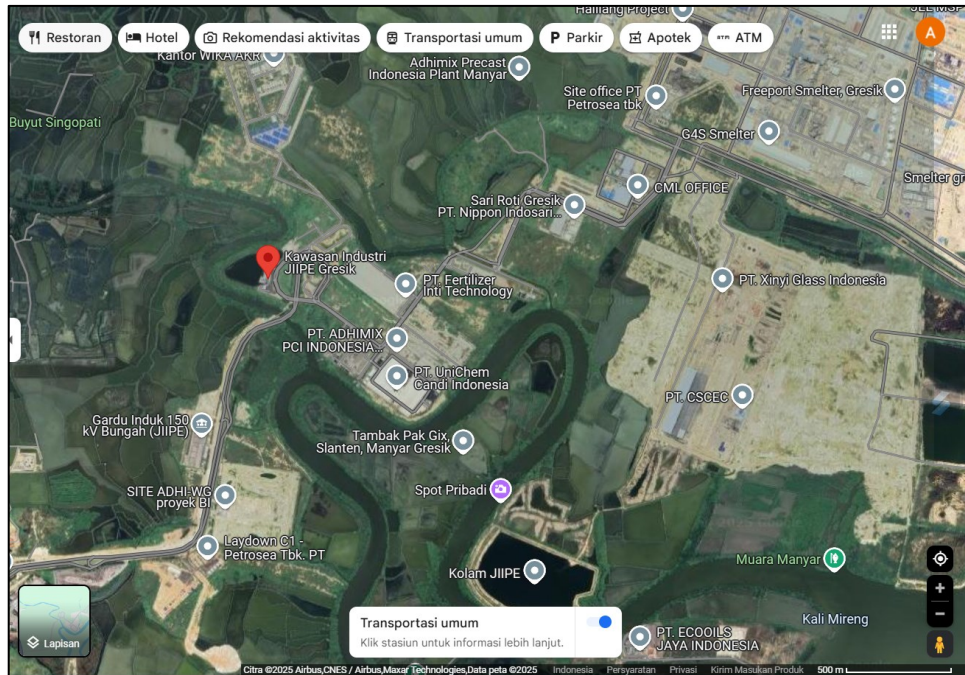
BAB III

LOKASI DAN LETAK PABRIK

3.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat penting dalam menentukan perkembangan dan keberlangsungan industri. Faktor ini melibatkan berbagai elemen terkait produksi dan distribusi, baik untuk kegiatan operasional saat ini maupun untuk kebutuhan di masa mendatang. Perencanaan jangka panjang, termasuk pengembangan infrastruktur, diversifikasi produk, area pemasaran, perubahan sumber bahan baku, dan faktor lainnya, harus diperhatikan dengan cermat saat memilih lokasi pabrik. Pemilihan lokasi yang tepat akan meminimalkan biaya produksi serta distribusi produk, sehingga pabrik akan lebih menguntungkan.

Berdasarkan beberapa faktor tersebut, pabrik pembuatan etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun direncanakan didirikan di Kawasan Industri Java Integrated Industrial and Ports Estate (JIPE), Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Pemilihan lokasi pabrik di kawasan industri JIPE karena lokasi kawasan industri JIPE memiliki posisi yang strategis untuk pengembangan sektor industri. Kawasan ini memiliki luas area industri sebesar 3.000 hektar dan telah ditetapkan sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK), yang memberikan berbagai insentif pajak dan kemudahan regulasi bagi investor. Kawasan industri JIPE juga memiliki fasilitas pelabuhan terintegrasi yang memudahkan ekspor produk ke pasar internasional dan distribusi domestik. Selain itu, kabupaten Gresik terletak di wilayah strategis dengan akses mudah ke pasar domestik utama, seperti Surabaya dan kota-kota lain di Jawa Timur serta Jawa Tengah.



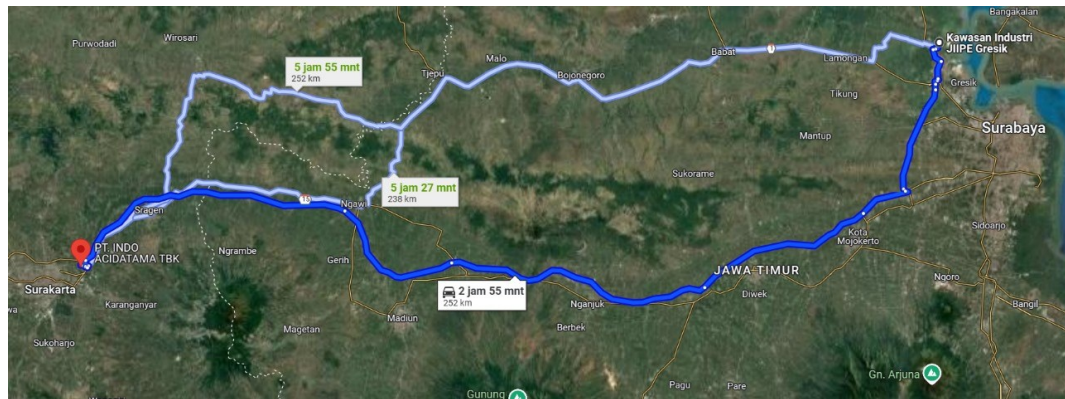
Gambar 3. 1 Peta Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

(Sumber: *Google Maps*, 2025)

3.2. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor terpenting yang harus tersedia dalam pemilihan lokasi pendirian suatu pabrik. Pemilihan lokasi pabrik diusahakan sedekat mungkin dengan lokasi bahan baku sehingga dapat meminimalisir biaya transportasi dan memberikan keuntungan ekonomi yang besar. Bahan baku yang digunakan dalam pabrik pembuatan etil asetat yaitu etanol yang diperoleh dari PT Indo Acidatama yang merupakan salah satu produsen terbesar di Indonesia. Salah satu keuntungan pembangunan pabrik di Kawasan Industri JIPE yaitu kemudahan akses tol dimana PT Indo Acidatama dihubungkan dengan jalur tol yang berhubungan langsung dengan tol Kawasan Industri JIPE. Jarak Kawasan Industri JIPE dengan PT Indo Acidatama hanya 252 km dan dapat ditempuh selama 2 jam 55 menit dengan menggunakan kendaraan beroda empat. Kawasan Industri JIPE dilengkapi dengan jalur kereta api khusus yang terhubung langsung ke jaringan kereta api umum. Sebagian besar pengangkutan bahan baku dilakukan melalui jalur kereta api, tetapi pengiriman juga dapat dilakukan menggunakan truk melalui jalan tol sebagai alternatif. Ketersediaan transportasi yang terintegrasi dengan sumber

bahan baku mempermudah distribusi, sehingga proses dapat berlangsung lebih cepat dan mengurangi risiko selama perjalanan.



Gambar 3. 2 Peta Lokasi Jarak Sumber Bahan Baku dengan Lokasi Pendirian Pabrik
(Sumber: *Google Maps*, 2025)

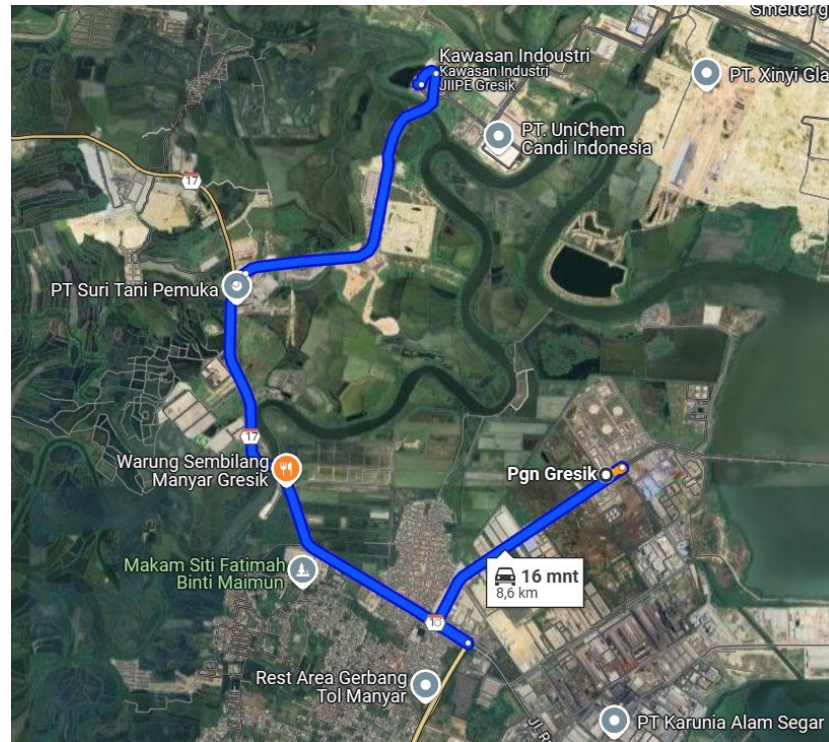
3.3. Pemasaran dan Transportasi

Kawasan Industri JIPE memiliki lokasi yang strategis untuk proses pemasaran maupun transportasi. Kawasan ini terletak sekitar 24 km dari Surabaya sehingga menawarkan konektivitas unggul melalui transportasi multimoda, termasuk pelabuhan laut dalam yang terhubung langsung, akses jalan tol, dan jalur kereta api ganda yang menghubungkan ke berbagai wilayah di Pulau Jawa. Akses jalan tol yang dihubungkan langsung ke Kawasan Industri JIPE memudahkan akses keluar masuk pabrik dan tidak menghambat proses pemasaran dan distribusi melalui jalur darat. Kawasan JIPE juga memiliki pelabuhan khusus untuk industri sehingga memberikan efisiensi logistik bagi perusahaan-perusahaan yang beroperasi di kawasan tersebut, mengurangi biaya pengiriman dan mempercepat proses distribusi barang.

3.4. Ketersediaan Sistem Utilitas

Ketersediaan sistem utilitas seperti air dan bahan bakar merupakan faktor penting dalam memilih lokasi pendirian pabrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan harus berdekatan dengan ketersediaan air sehingga dapat meminimalisir biaya untuk memenuhi kebutuhan air dalam jangka waktu yang lama. Kebutuhan air dalam proses produksi maupun untuk keperluan pendukung lainnya diperoleh dari Sungai Kalimireng yang terletak di sebelah lokasi pendirian pabrik. Selain itu, Kawasan Industri JIPE juga memiliki Instalasi Pengolahan Air untuk kebutuhan industri yang dapat menjadi sumber

alternatif. Sementara bahan bakar yang digunakan dalam unit utilitas pabrik yaitu *Liquid Natural Gases* (LNG) diperoleh dari PT Perusahaan Gas Negara (PGN) yang hanya berjarak 8.6 km dengan jarak tempuh 16 menit sehingga kebutuhan bahan bakar dapat terpenuhi.



Gambar 3. 3 Peta Lokasi Jarak Perusahaan Gas Negara dengan Lokasi Pendirian Pabrik

(Sumber: *Google Maps*, 2025)

3.5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja juga termasuk salah satu faktor penting yang mempengaruhi jalannya suatu pengoperasian pabrik, tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik diantaranya adalah tenaga kerja terdidik, terampil dan juga tenaga kerja lapangan. Tenaga kerja terdidik dan terampil dapat diperoleh dari lulusan universitas yang dekat dengan kawasan berdirinya pabrik khususnya dan dapat diperoleh dari universitas dan sekolah di seluruh Indonesia umumnya, sedangkan untuk kebutuhan tenaga kerja lapangan dapat diperoleh dari kerjasama dengan pemerintah setempat dengan cara mensosialisasikan kepada masyarakat disekitar pabrik dengan tujuan menekan angka pengangguran di daerah tersebut.

3.6. Letak Geografis

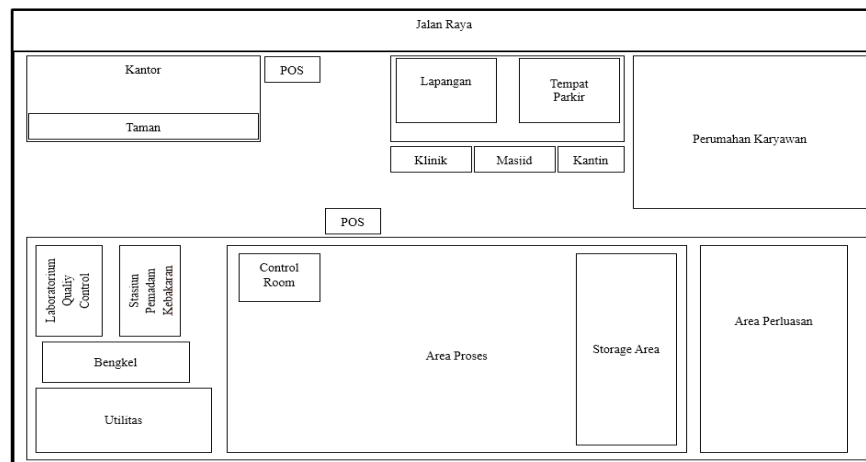
Letak geografis lingkungan sekitar pabrik yang akan didirikan merupakan faktor yang sangat penting untuk dipertimbangkan. Letak geografis dapat mempengaruhi pada optimalnya keselamatan kerja dalam proses produksi pabrik. Lokasi rencana pabrik etil asetat merupakan daerah yang stabil baik ditinjau dari segi geografis maupun meteorologinya. Secara klimatologi, kabupaten Gresik memiliki iklim tropis dengan temperatur rata-rata 28,5 °C dengan kelembaban udara rata-rata 75%, Curah hujan relatif rendah yaitu rata-rata 2.245 mm per tahun. Selain itu kawasan ini terletak di sekitar 5-10 meter di atas permukaan laut, dengan kondisi yang relatif datar. Ini menjadikannya area yang cocok untuk pembangunan kawasan industri. JIPE juga mengklaim bahwa Kawasan Industri JIPE merupakan kompleks bebas banjir (JIPE, 2018).

3.7. Tata Letak Pabrik

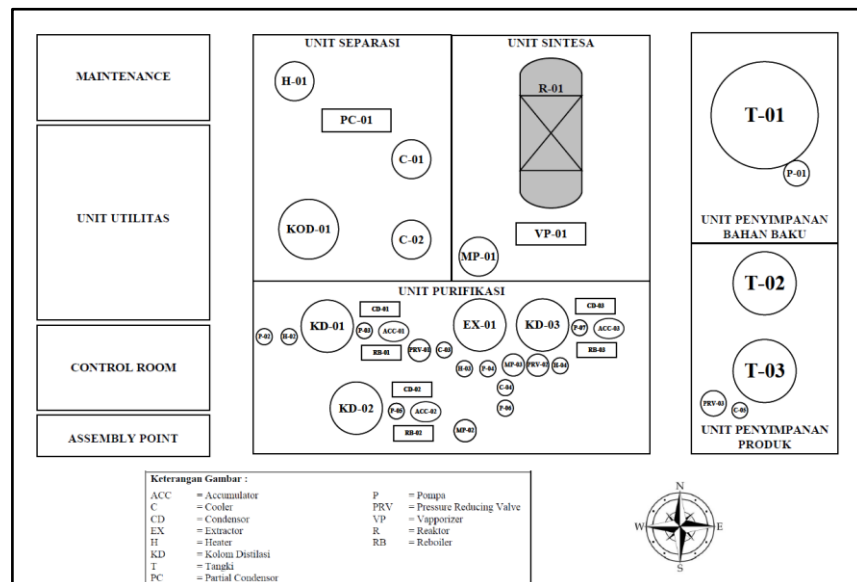
Penentuan tata letak pabrik, tata letak peralatan proses, penyimpanan bahan baku dan produk, laboratorium, kantor dan sarana transportasi harus ditata sedemikian rupa, sehingga diperoleh koordinasi kerja yang efisien. Hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam tata letak pabrik adalah:

1. Pengoperasian, pengendalian dan perbaikan semua peralatan proses harus mudah dilakukan, karena letak pabrik ditata berdekatan dengan unit pengoperasian, unit pengendalian dan unit perbaikan.
2. Pengaturan tata letak bangunan, sehingga memenuhi syarat kesehatan dan jalur jalan yang tepat.
3. Keselamatan dan keamanan kerja karyawan. Dalam hal ini memberi kebebasan yang cukup leluasa diantara peralatan di mana letak dan jarak alat-alat proses, instrumen dan juga pipa-pipa harus sistematis dan aman, juga mempermudah pemeriksaan dan perbaikan serta aspek keselamatan lingkungan kerja.
4. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
5. Pemakaian areal harus ekonomis, sehingga kemungkinan adanya perluasan pabrik di masa yang akan datang.
6. Penempatan peralatan pembantu harus strategis.

7. Buangan dan sisa-sisa pabrik tidak mengganggu dan tidak menyebabkan polusi.



Gambar 3. 4 Perencanaan Tata Letak Pabrik



Gambar 3. 5 Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses

3.8. Perkiraan Luas Tanah

Luas tanah pabrik etil asetat diperkirakan dengan berbagai pertimbangan sehubungan dengan tata letak peralatan, lokasi pabrik, dan bangunan, maka pabrik etil asetat dalam pendiriannya membutuhkan luas area sebesar 5,6 Ha dengan perincian yaitu:

- | | |
|---|-----------------|
| 1. Luas tanah area proses | : 1,62 Ha |
| 2. Luas tanah perkantoran dan fasilitas lainnya | : 3,63 Ha |
| 3. Luas tanah perluasan pabrik | : 0,32 Ha |
| Total luas yang dibutuhkan | : 5,6 Ha |

BAB IV

NERASA MASSA DAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 54.000 ton/tahun Etil Asetat

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Bahan Baku : Etanol

4.1. Neraca Massa

4.1.1. Neraca Massa *Mixing Point* – 01(MP-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (2)	Aliran (18)	Aliran (3)
Etanol	7.667,6173	7.667,4299	15.335,0472
Total	15.335,047		15.335,0472

4.1.2. Neraca Massa *Mixing Point* – 02(MP-02)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (35)	Aliran (34)	Aliran (36)
Air	0,3566	35.653,3161	35.653,6727
Total	35.653,6727		35.653,6727

4.1.3. Neraca Massa *Mixing Point* – 03(MP-03)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (39)	Aliran (24)	Aliran (40)
Butanol	14,8014	177,6174	192,4188
Etil Asetat	6.742,3483	75,8336	6.818,1818
Sub Total	6.757,1497	253,4509	7.010,6007
Total	7.010,6007		7.010,6007

4.1.4. Neraca Massa *Vaporizer* – 01(VP-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (4)	Aliran (5)
Etanol	15.335,0472	15.335,0472
Air	589,1970	589,1970
Total	15.924,2442	15.924,2442

4.1.5. Neraca Massa Reaktor – 01(R-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (5)	Aliran (6)
Etanol	15.335,0472	7.667,5236
Air	589,1970	679,2071
Etil Asetat	0.0000	6.894,1038
Hidrogen	0.0000	313,3684
Butanol	0.0000	370,0414
Total	15.924,2442	15.924,2442

4.1.6. Neraca Massa *Partial Condensor* – 01(PC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (6)	Aliran (7)
Etanol	7.667,5236	7.667,5236
Etil Asetat	6.894,1038	6.894,1038
Hidrogen	313,3684	313,3684
Butanol	370,0414	370,0414
Air	679,2071	679,2071
Total	15.924,2442	15.924,2442

4.1.7. Neraca Massa *Knock Out Drum* – 01(KOD-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (8)	Aliran (9)	Aliran (11)
Etil Asetat	6.894,1038	0,0877	6.894,0162
Etanol	7.667,5236	0,0937	7.667,4299
Air	679,2071	0,0090	679,1981
Hidrogen	313,3684	313,3684	0,0000
Butanol	370,0414	0,0052	370,0362
Sub Total	15.924,2442	313,5639	15.610,6803
Total	15.924,2442	15.924,2442	

4.1.8. Neraca Massa Kolom Distilasi – 01(KD-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (13)	Aliran (14)	Aliran (19)
Etanol	7.667,4299	7.667,4299	0,0001
Etil Asetat	6.894,0162	0,0001	6.894,0161
Butanol	370,0362	-	370,0362
Air	679,1981	-	679,1981
Sub Total	15.610,6803	7.667,4299	7.943,2504
Total	15.610,6803	15.610,6803	

4.1.9. Neraca Massa *Condenser* – 01(CD-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
----------	--------------	---------------

	Aliran (14)	Aliran (15)
Etanol	18.488,8014	18.488,8014
Total	18.488,8014	18.488,8014

4.1.20. Neraca Massa *Accumulator* – 01(ACC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (15)	Aliran (16)	Aliran (18)
Etanol	18.488,8014	10.821,3715	7.667,4299
Total	18.488,8014	18.488,8014	

4.1.21. Neraca Massa *Reboiler* – 01(RB-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (19)	Aliran (20)	Aliran (21)
Etil Asetat	29.779,9915	22.885,9755	6.894,0160
Air	2.933,9231	2.254,7250	679,1981
Butanol	1.598,4404	1.228,4043	370,0362
Sub Total	34.312,3550	26.369,1047	7.943,2503
Total	34.312,3550	34.312,3550	

4.1.22. Neraca Massa *Extractor* – 01(EX-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)	
	Aliran (23)	Aliran (38)	Aliran (24)	Aliran (25)
Etil Asetat	6.894,0160	0,0000	6.818,1818	75,8342
Air	679,1981	34.974,4746	0,3565	35.653,3161
Butanol	370,0362	0,0000	192,4188	177,6174
Sub Total	7.943.2503	34.974,4746	6.881,7751	36.035,9498
Total	42.917,7249		42.917,7249	

4.1.23. Neraca Massa Kolom Distilasi – 02(KD-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (27)	Aliran (28)	Aliran (32)
Etil Asetat	75,8342	75,8336	0,0006
Butanol	35.653,3161	-	35.653,3161
Air	177,6174	177,6174	-
Sub Total	35.906,7677	253,4509	35.653,3167
Total	35.906,7677	35.906,7677	

4.1.24. Neraca Massa *Condensor* – 02(CD-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (28)	Aliran (29)
Etil Asetat	593,2775	593,2775
Butanol	1.389,5742	1.389,5742
Total	1.982,8517	1.982,8517

4.1.25. Neraca Massa *Accumulator* – 02(ACC-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (29)	Aliran (30)	Aliran (39)
Etil Asetat	593,2775	517,4439	7,8336
Butanol	1.389,5742	1.211,9569	177,6174
Sub Total	593,2775	517,4439	75,8336
Total	593,2775	593,2775	

4.1.26. Neraca Massa *Reboiler* – 02(RB-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (32)	Aliran (33)	Aliran (34)
Air	36.112,6729	459,3568	35.653,3161
Total	36.112,6729	36.112,6729	

4.1.27. Neraca Massa Kolom Distilasi – 03(KD-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (42)	Aliran (43)	Aliran (50)
Etil Asetat	6.818,1818	6.818,1818	0,0001
Butanol	192,4188	0,0000	192,4188
Air	0,3565	0,0000	0,3565
Sub Total	7.010,9572	6.818,1818	192,7754
Total	7.010,9572	7.010,9572	

4.1.28. Neraca Massa *Condenser* – 03(CD-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (43)	Aliran (44)
Etil Asetat	30.954,4087	30.954,4087
Total	30.954,4087	30.954,4087

4.1.29. Neraca Massa *Accumulator* – 03(ACC-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (44)	Aliran (45)	Aliran (47)
Etil Asetat	30.954,4087	24.136,2269	6.818,1818
Total	30.954,4087	30.954,4087	

4.1.30. Neraca Massa *Reboiler* – 03(RB-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (50)	Aliran (51)	Aliran (52)
Butanol	26.025,4699	25.833,0511	192,4188
Air	48,2231	47,8666	0,3565
Sub Total	26.073,6930	25.880,9177	192,7753
Total	26.073,6930	26.073,6930	

4.2. Neraca Panas

4.2.1. Neraca Panas *Mixing Point* – 01 (MP-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.02E+05	-
Q ₂	8.98E+04	-
Q ₃	-	1.92E+05
Total	191.877,0277	191.877,0277

4.2.2. Neraca Panas *Heater* - 01 (H-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.92E+05	-
Q ₂	-	4.31E+06
Q _{Lv}	-	-
Q _{s-in}	6.57E+06	-
Q _{s-out}	-	2.43E+06
Total	6.76E+06	6.76E+06

4.2.3. Neraca Panas *Vaporizer* – 01 (VP-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{Feed}	9.380.728,623	-
Q _{Vapor}	-	5.73E+06
Q _{Lv}	-	11805884.17
Q _{s-in}	1.29E+07	-
Q _{s-out}	-	4.79E+06
Total	22.317.494,68	22.317.494,68

4.2.4. Neraca Panas Reaktor – 01 (R-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	5.931.062,9016	-
Q _{out}	-	7.326.625,4578
Q _r	-2.496.743,3978	-
Q _{steam}	3.892.305,9541	-
Total	7.326.625,4578	7.326.625,4578

4.2.5. Neraca Panas *Partial Condensor* – 01 (PC-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	12.115.432,87	-
Q _{output}	-	11.553.370,02
Q _{Pengembunan}	-7.015.824.877,33	-
Q _{w-In}	-1.753.815.703,62	-
Q _{w-Out}	-	-8.769.078.518,10
Total	-8.757.525.148,08	-8.757.525.148,08

4.2.6. Neraca Panas *Cooler* – 01 (C-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	3.47E+06	-
Q ₂	-	702.656,241
Q _{win}	3.78E+05	-
Q _{wout}	-	3.145.907,41
Total	3.85E+06	3.85E+06

4.2.5. Neraca Panas *Knock Out Drum* - 01 (KOD – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{1L}	885.019,52	-
Q _{1V}	1.13E+05	-
Q ₂	-	1.13E+05
Q ₃	-	885.019,5204
Total	997.919,9625	997.919,9625

4.2.8. Neraca Panas *Cooler* – 02 (C-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.13E+05	-
Q ₂	-	22.545,04054
Q _{win}	1.90E+04	-
Q _{wout}	-	1.09E+05
Total	131.923,0371	131.923,0371

4.2.6. Neraca Panas *Heater* – 02 (H-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	885.020,7705	-
Q ₂	-	3.728.726,377
Q _{s-in}	3.591.188,445	-
Q _{s-out}	-	747.482,8382
Total	4.476.209,216	4.476.209,216

4.2.7. Neraca Panas Kolom Distilasi – 01 (KD-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_f	1.809.796,1948	-
Q_{rb}	24.535.397,6669	-
Q_d	-	0,0020
Q_b	-	2.006.937,2237
Q_{cd}	-	11.545.747,2307
Q_{lv}	-	12.792.509,4053
Total	26.345.193,8616	26.345.193,8616

4.2.8. Neraca Panas *Condesor* – 01 (CD – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
$Q_{c \text{ in}}$	2.153.494,7088	-
$Q_{c \text{ water in}}$	2.309.149,4461	-
Q_r	-	1.990.147,5645
Q_d	-	1.410.109,3188
$Q_{c \text{ water out}}$	-	13.854.896,6769
Q_{lc}	-	-12.792.509,4053
Total	4.462.644,1549	4.462.644,1549

4.2.9. Neraca Panas *Accumulator* – 01 (ACC- 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{input}	10.391,704	-
$Q_{\text{output refluks}}$	-	6.082,194
$Q_{\text{output bottom}}$	-	4.309,509
Total	10.391,704	10.391,704

4.2.10. Neraca Panas *Reboiler* – 01 (Rb - 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_f	31.691.868,7483	-
$Q_{s \text{ in}}$	1.946.598,2996	-
$Q_{\text{boil up}}$	-	6.662.385,0471
Q_{bottom}	-	2.006.931,6835
$Q_{s \text{ out}}$	-	433.752,6503
Q_{rb}	-	24.535.397,6669
Total	33.638.467,0478	33.638.467,0478

4.2.11. Neraca Panas *Cooler* - 03 (C-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	1.47E+06	-
Q_2	-	310.402,293
Q_{win}	1.74E+05	-
Q_{wout}	-	1.33E+06
Total	1.643.763,199	1.643.763,199

4.2.12. Neraca Panas *Extractor* – 01 (Ex-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q1	236.152,7781	-
Q2	4.385.329,87	-
QRafinat	-	144.014,928
QEkstrak	-	4.477.423,015
Total	4.621.437,943	4.621.437,943

4.2.13. Neraca Panas *Heater* – 03 (H-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	3.743.232,373	-
Q ₂	-	16.137.521,35
Q _{s-in}	15.798.631,4	-
Q _{s-out}	-	3.404.342,421
Total	19.541.863,77	19.541.863,77

4.2.14. Neraca Panas Kolom Distilasi – 02 (KD-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _f	16.118.040,6296	-
Q _{rb}	4.576.021,0165	-
Q _d	-	39.716,1342
Q _b	-	17.987.039,4660
Q _{cd}	-	185.677,2081
Q _{lv}	-	2.481.628,8377
Total	20.694.061,6461	20.694.061,6461

4.2.15. Neraca Panas *Condensor* – 02 (CD-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{c in}	54.481,2375	-
Q _{c water in}	37.135,4416	-
Q _r	-	68.215,6393
Q _d	-	9.997,2879
Q _{c water out}	-	222.812,6498
Q _{lc}	-	-209.408,8980
Total	91.616,6791	91.616,6791

4.2.16. Neraca Panas *Accumulator* – 02 (ACC-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	744,246	-
Q _{output Refluks}	-	649,115
Q _{output Bottom}	-	95,131
Total	744,246	744,246

4.2.17. Neraca Panas *Reboiler* – 02 (Rb-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_f	18.218.784,1959	-
$Q_{s\text{ in}}$	6.001.696,5023	-
$Q_{\text{boil up}}$	-	231.744,7300
Q_{bottom}	-	17.987.039,4660
$Q_{s\text{ out}}$	-	1.425.675,4858
Q_{rb}	-	4.576.021,0165
Total	24.220.480,6983	24.220.480,6983

4.2.18. Neraca Panas *Mixing Point* – 02 (MP-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.43E+05	-
Q_2	1.76E+07	-
Q_3	-	1.80E+07
Total	17.987.219,34	17.987.219,34

4.2.19. Neraca Panas *Cooler* – 04 (C-04)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.09E+07	-
Q_2	-	5.947.778,623
Q_{win}	3.75E+06	-
Q_{wout}	-	2.87E+07
Total	34.689.733,65	34.689.733,65

4.2.20. Neraca Panas *Mixing Point* – 03 (MP-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.46E+05	-
Q_2	1.35E+04	-
Q_3	-	3.60E+05
Total	359.849,8514	359.849,8514

4.2.21. Neraca Panas *Heater* – 04 (H-04)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	346.391,5756	-
Q_2	-	1.078.000,022
Q_{win}	882.924,2432	-
Q_{wout}	-	151.315,7963
Total	1.229.315,819	1.229.315,819

4.2.22. Neraca Panas Kolom Distilasi – 03 (KD-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_f	1.063.387,9949	-

Q _{rb}	10.526.430,6333	-
Q _d	-	328.558,7956
Q _b	-	20.729,2411
Q _{cd}	-	11.015.059,9732
Q _{lv}	-	225.470,6183
Total	11.589.818,6282	11.589.818,6282

4.2.23. Neraca Panas *Condensor* – 03 (CD-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{c in}	1.491.650,3488	-
Q _{c water in}	2.203.011,9946	-
Q _r	-	1.675.827,0650
Q _d	-	473.400,1550
Q _{c water out}	-	13.218.071,9678
Q _{lc}	-	-11.672.636,8443
Total	3.694.662,3435	3.694.662,3435

4.2.24. Neraca Panas *Accumulator* – 03 (ACC-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	2.149,227	-
Q _{output Reflaks}	-	1.675,827
Q _{output Bottom}	-	473,400
Total	2.149,227	2.149,227

4.2.25. Neraca Panas *Reboiler* – 03 (Rb-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _f	2.803.718,9118	-
Q _{s in}	12.703.572,2995	-
Q _{boil up}	-	2.782.989,6707
Q _{bottom}	-	20.729,2411
Q _{s out}	-	2.177.141,6662
Q _{rb}	-	10.526.430,6333
Total	15.507.291,2113	15.507.291,2113

4.2.26. Neraca Panas *Cooler* – 05 (C-05)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	3.29E+05	-
Q ₂	-	45.722,36682
Q _{win}	4.24E+04	-
Q _{wout}	-	3.25E+05
Total	370.984,2596	370.984,2596

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas berperan dalam melancarkan kegiatan operasional dalam suatu pabrik. Utilitas yang dibutuhkan didapatkan dari perhitungan pada neraca massa, neraca panas, dan spesifikasi peralatan yang digunakan. Kebutuhan hasil perhitungan tersebut disediakan oleh unit utilitas untuk didistribusikan ke unit proses secara kontinu. Kebutuhan utilitas dalam pabrik pembuatan etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun mencakup unit sebagai berikut:

- 1) Unit pengadaan steam
- 2) Unit pengadaan air
- 3) Unit pengadaan refrigerant
- 4) Unit pengadaan listrik
- 5) Unit pengadaan bahan bakar (fuel)

Perhitungan kebutuhan utilitas pabrik dirincikan sebagai berikut:

5.1 Unit Pengadaan *Steam*

Unit pengadaan *steam* memiliki fungsi untuk menyediakan atau menyuplai *steam* sebagai media pemanas pada aliran proses. *Steam* yang digunakan yaitu berupa *saturated steam*. Suhu *steam* yang digunakan pada pabrik etil asetat ini adalah 240°C. Jumlah kebutuhan *steam* pada masing-masing peralatan yang membutuhkan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Kebutuhan *Saturated Steam* 240°C

Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor-01 (R-01)	2.203,41
Reboiler-01 (RB-01)	710,36
Reboiler-02 (RB-02)	2.180,53
Reboiler-03 (RB-03)	4.719,89
Heater-01 (H-01)	2.341,73
Heater-02 (H-02)	1.316,76
Heater-03 (H-03)	5.778,789056

Heater-04 (H-04)	328,0417028
Total	19.579,5112

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor keamanan suplai steam} &= 10\% \\
 \text{Total kebutuhan saturated steam 240 }^{\circ}\text{C} &= 1.579,5112 + 19.579,5112 \text{ kg/jam} \\
 &= 21.537,4623 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan *Steam* Penggerak Turbin

Turbin yang digunakan untuk menggerakkan generator menggunakan turbin dengan jenis *single stage*. Berdasarkan Tabel 29-9 *Perry Chemical Handbook* diperoleh data spesifikasi turbin sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan steam penggerak turbin} &= 25,5 \text{ lb/kW hr} \\
 \text{Daya Turbin} &= 372,8499 \text{ kW} \\
 \text{Kebutuhan steam} &= (25,5 \times 372,8499) \text{ lb/hr} \\
 &= 9.507,6734 \text{ lb/hr} \\
 &= 8.624,5000 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Safety Factor} &= 10\% \\
 &= 10\% \times 8.624,5000 \text{ kg/jam} \\
 &= 862,4500 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan steam turbin} &= W_c + (W_c \times SF) \\
 &= (8.624,5000 + 862,4500) \text{ kg/jam} \\
 &= 9.486,9500 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Kebutuhan Steam} &= \text{Steam alat proses} + \text{Steam Turbin} \\
 &= (70.109,2857 + 9.486,9500) \text{ kg/jam} \\
 &= 79.596,2357 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2 Unit Pengadaan Air

Unit utilitas yang berfungsi dalam memenuhi kebutuhan air yaitu diproses di unit pengadaan air. Kebutuhan air diperoleh dari sumber air diperoleh dari fasilitas Kawasan Industri JIPE yang telah menyediakan *Industrial Fresh Water*

yang dapat digunakan sebagai air proses pada industri. Air untuk kebutuhan industri dibutuhkan sebagai air pendingin, air umpan boiler, dan air domestik.

5.2.1. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi untuk mencegah terjadinya panas berlebihan atau *overheating* pada proses. Air pendingin digunakan sebagai media perpindahan panas sehingga tidak berkontak secara langsung dengan aliran proses. Jumlah air pendingin pada pabrik etil asetat ini dibutuhkan oleh beberapa alat penukar panas yang dijabarkan pada Tabel 5.2.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
Cooler-01 (C-01)	30.075,597
Cooler-02 (C-02)	1.136,607
Cooler-03 (C-03)	13.855,692
Cooler-04 (C-04)	298.673,570
Cooler-05 (C-05)	3.379,976
Condenser-01 (CD-01)	110.300,905
Condenser-02 (CD-02)	1.773,845
Condenser-03 (CD-03)	105.231,048
Total (Wc)	564.427,2405

Air pendingin di atas dialirkan secara terus-menerus. Suhu air pendingin yang keluar dari alat-alat di atas akan meningkat karena mengalami perpindahan panas. Air tersebut dialirkan menuju *cooling tower* untuk didinginkan kembali agar dapat digunakan lagi sebagai air pendingin. Proses pendinginan kembali di *cooling tower*, air akan mengalami *losses* seperti *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blowdown*.

1) *Evaporation Loss*

Evaporation loss dapat terjadi di dalam *cooling tower* karena adanya sebagian kecil air pendingin yang mengalami penguapan. Suplai air untuk menutupi kehilangan air dari *evaporation loss* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_2 - T_1) \quad (\text{Pers. 12-14c, Perry, 2008})$$

Keterangan:

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)

T_1 = Suhu air pendingin masuk *cooling tower* (°F)

T_2 = Suhu air pendingin keluar *cooling tower* (°F)

Perhitungan *evaporation loss*

$$T_1 = 28^\circ\text{C} = 82.4^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_2 - T_1) \\ &= 18.998,6209 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

2) *Drift Loss*

Kehilangan air karena *drift loss* dikarenakan adanya sebagian kecil air pendingin yang ikut terbawa keluar bersama aliran udara keluar *cooling tower*. Kebutuhan suplai air untuk *drift loss* berkisar dari 0,1-0,2% dari sirkulasi air pendingin.

$$W_d = 0,2 \times W_c \quad (\text{Perry10.8, 2008})$$

Keterangan:

W_d = *Drift loss*

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin

Perhitungan *drift loss*

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2 \times W_c \\ &= 0,2 \times 564.427,2405 \text{ kg/jam} \\ &= 1.128,8545 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3) *Blowdown*

Blowdown merupakan sejumlah besar air pendingin yang harus dibuang untuk menjaga konsentrasi suspended soling yang ada pada air pendingin akibat

terjadinya *evaporation loss*. Jumlah kebutuhan *blowdown* dihitung berdasarkan jumlah siklus konsentrasi yang dijaga agar tidak terjadi *scaling*. Jumlah siklus konsentrasi biasanya berkisar antara 3-5 siklus dengan perhitungannya berdasarkan persamaan berikut ini.

$$W_b = \frac{W_e - (cycle-1)W_d}{cycle-1} \quad (\text{Pers. 12-14e, Perry, 2008})$$

Keterangan:

W_b = *Blow down*

W_d = *Drift loss*

W_e = *Evaporation loss*

Perhitungan *blow down*

$W_b = \frac{W_e}{cycle-1}$ dengan 3 kali siklus konsentrasi

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{18.998,6209 \text{ kg/jam}}{3 - 1} \\ &= 9.449,3105 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up water} &= W_e + W_d + W_b \\ &= (18.998,6209 + 1.128,8545 + 9.499,3105) \text{ kg/jam} \\ &= 29.626,7859 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Total makeup cooling water} &= 110\% \times 29.626,7859 \text{ kg/jam} \\ &= 32.589,4644 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total cooling water} &= W_c + \text{total makeup cooling water} \\ &= (564.427,2405 + 32.589,4644) \text{ kg/jam} \\ &= 597.016,7049 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler bertugas untuk menyuplai air untuk diubah menjadi steam oleh unit pengadaan steam untuk memenuhi kebutuhan steam pada beberapa alat di pabrik. Air umpan boiler menggunakan air demineral bebas dari kandungan mineral agar di dalam boiler tidak terbentuk kerak yang dapat mengakibatkan terhambatnya kinerja boiler. Kebutuhan air umpan boiler adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Suplai air umpan boiler} &= 22.614,3354 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 5\% \\
 \text{make up air umpan boiler} &= 5\% \times 21.537,4623 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.076,8731 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total air umpan boiler} &= 22.614,3354 \text{ kg/jam} + 1.076,8731 \text{ kg/jam} \\
 &= 23.691,2085 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2.3. Air Domestik

Air domestik adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari seperti untuk kebutuhan perumahan, perkantoran, dan fasilitas umum. Air untuk kebutuhan domestik yaitu air yang tidak bau, tidak berasa, tidak berbahaya dan beracun, dan tidak mengandung virus, bakteri, atau kuman yang dapat menyebabkan penyakit. Kebutuhan air domestik untuk pra rencana pabrik etil asetat dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Domestik

Lokasi	Jumlah	Kebutuhan Air	Kebutuhan Air	Kebutuhan Air
Kebutuhan	Orang	(L/orang/hari)	(L/hari)	(L/jam)
Kantor	164	10	1.640	68,3333
Laboratorium	7	10	70	2.9167
Masjid	160	12.5	2000	83,3333
Klinik	4	200	800	33
Perumahan	200	121	24.20	12100
Total				12.225,4583

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air domestik} &= 12.225,4583 \text{ L/jam} \\
 \text{Densitas air} &= 1 \text{ kg/L} \\
 \text{Kebutuhan air domestik} &= 1 \text{ kg/L} \times 12.225,4583 \text{ L/jam} \\
 &= 12.225,4583 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 10\% \\
 \text{Total make up air domestik} &= 10\% \times 12.225,4583 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.225,4583 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total air domestik} &= W_c + (W_c \times SF) \\
 &= 13.478,2083 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2.4. Kebutuhan Air Keseluruhan

Kebutuhan air pabrik etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun meliputi *cooling water*, air umpan *boiler*, air domestik, dan air turbin. Kebutuhan air keseluruhan yang harus disuplai unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik

Jenis Air	Jumlah (kg/jam)
Air Pendingin	597.016,7049
Air Umpan <i>Boiler</i>	22.614,3354
Air untuk Turbin	9.486,9500
Air Domestik	13.480,0417
Air Cadangan	1.368.000
Total	2.010.598,8200

5.3. Unit Pengadaan Refrigeran

Refrigeran digunakan sebagai media pendingin di bawah temperatur air pendingin. Refrigeran yang digunakan adalah *ammonia* dengan temperatur -33°C . Pada pabrik etil asetat ini, refrigeran digunakan pada *Partial Condensor*-01 (PC-01) untuk menurunkan temperatur fluida proses.

Kebutuhan refrigerant

$$\text{Partial Condensor-01 (PC-01)} = 52.023,197 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan 10%, maka refrigeran yang disuplai sebanyak:

$$\begin{aligned}
 &= (100\% + 10\%) \times 52.023,197 \text{ kg/jam} \\
 &= 62.948,068 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Refrigeran dialirkan secara sirkulasi dan diperkirakan terjadi kebocoran selama proses sirkulasi sebanyak 10%, maka kebutuhan refrigeran yang harus disuplai unit utilitas:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan refrigeran} &= (1+10\%) \times 52.023,197 \text{ kg/jam} \\ &= 57.225,516 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

5.4. Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun dipenuhi oleh unit utilitas. Penyuplai listrik di unit utilitas dihasilkan oleh generator. Listrik pada area pabrik digunakan untuk keperluan peralatan yang membutuhkan listrik dan penerangan. Listrik dari utilitas juga digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik area sekitar pabrik, seperti kantor, perumahan karyawan, dan fasilitas umum.

5.4.1. Listrik untuk Peralatan

Dalam pabrik pembuatan etil asetat, keperluan listrik untuk peralatan digunakan untuk menggerakkan kompresor dan pompa. Kebutuhan masing-masing peralatan dijabarkan pada Tabel 5.5.

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Peralatan

Peralatan	Kebutuhan (HP)
Pompa-01 (P-01)	6
Pompa-02 (P-02)	12
Pompa-03 (P-03)	12
Pompa-04 (P-04)	4
Pompa-05 (P-05)	3
Pompa-06 (P-06)	2
Pompa-07 (P-07)	12
Total	51

5.4.2. Listrik untuk Penerangan

Setiap area dalam lingkungan pabrik etil asetat membutuhkan intensitas penerangan yang berbeda-beda yaitu mencakup area pabrik, kantor, fasilitas umum, dan perumahan karyawan. Perhitungan kebutuhan penerangan menggunakan unit

illuminasi lux. Lux adalah satuan unit turunan dari lumen serta lumen merupakan satuan unit turunan dari candela.

1) Penerangan Area Pabrik

$$\text{Luas area} = 16,2180 \text{ m}^2 = 1,6218 \text{ Ha}$$

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu HPSV}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 200 \text{ lumen/m}^2 \quad (\text{SNI 6197: 2011})$$

$$\text{Efficacy} = 90 \text{ lumen/W} \quad (\text{SNI 6197: 2011})$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{16,2180 \text{ m}^2 \times 200 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/W}}$$

$$= 36,040 \text{ W}$$

$$= 0,0360 \text{ kW}$$

2) Penerangan Area kantor dan Fasilitas Lainnya

$$\text{Luas area} = 36.250,1609 \text{ m}^2 = 3,6250 \text{ Ha}$$

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu LED}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 350 \text{ lumen/m}^2 \quad (\text{SNI 6197: 2011})$$

$$\text{Efficacy} = 70 \text{ lumen/W} \quad (\text{SNI 6197: 2011})$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{36.250,1609 \text{ m}^2 \times 350 \text{ lumen/m}^2}{70 \text{ lumen/W}}$$

$$= 181.250,805 \text{ W}$$

$$= 181,2868 \text{ kW}$$

$$\text{Total Kebutuhan Listrik Penerangan} = (0,0360 + 36.250,1609) \text{ kW}$$

$$= 181,2868 \text{ kW} = 243,11 \text{ HP}$$

$$\text{Total Kebutuhan Listrik} = \text{Listrik Penerangan} + \text{Listrik Peralatan}$$

$$= 181,2868 \text{ kW} + 38,0307 \text{ kW}$$

$$= 219,3175 \text{ kW}$$

$$\text{Total Kebutuhan Listrik Others} = 123,1430 \text{ kW}$$

$$\text{Total Kebutuhan Listrik} = 342,4605 \text{ kW}$$

$$\text{Kebutuhan Listrik Utilitas} = (1+20\%) \times 342,4605 \text{ kW}$$

$$= 410,9526 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 5.6.

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik Etil Asetat

Keperluan	Kebutuhan (HP)	Kebutuhan (kW)
Peralatan	51,0000	38,0307
Penerangan Pabrik	0,04833	0,0360
Penerangan Kantor dan Penunjang	459,27	342,4605
<i>Safety Factor</i>	0,2682	0,2000
Total	510,5865	380,7273

Kebutuhan listrik diperoleh dari fasilitas Kawasan Industri JIPE, namun tetap dibutuhkan generator sebagai cadangan listrik jika terjadi hal yang tidak terduga, kebutuhan listrik akan tetap terpenuhi. Dengan efisiensi generator sebesar 32%, maka

$$\text{Daya yang dibutuhkan generator sebesar} = \frac{380,7273 \text{ kW}}{32\%} = 1190,0853 \text{ kW}$$

5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan pada unit utilitas yaitu *Liquified Natural Gas* (LNG) yang memiliki komposisi 90% gas metana (CH_4). Bahan bakar digunakan untuk memenuhi kebutuhan pada *boiler*, dan generator.

5.5.1. Bahan Bakar Keperluan *Boiler*

Steam pemanas (*saturated steam*)

Steam yang diproduksi unit utilitas adalah *saturated steam* bersuhu 240°C .

$$\text{Suhu steam} = 240^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan steam} = 16.535,1 \text{ kPa} = 163,19 \text{ atm (Smith, 2001)}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 21.537,4623 \text{ kg/jam}$$

Berdasarkan *Steam Table* (Smith, 2001), didapatkan data berikut.

- Entalpi liquid jenuh, ΔH_L = 1.037,3 kJ/Kg
- Entalpi uap jenuh, ΔH_V = 2.802,2 kJ/Kg
- Panas Latent, λ = 2.802,2 – 1.037,3 = 1.764,89 kJ/Kg

Jumlah *steam* yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= m \times \lambda \\ &= 21.537,4623 \text{ kg/jam} \times 1.764,89 \text{ kJ/kg} \\ &= 38.045.711,7566 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$= 36.060.372,38 \text{ Btu/jam}$$

Spesifikasi bahan bakar *Liquified Natural Gas* (LNG) yang dipakai, yaitu:

$$\text{Nilai kalor bahan bakar (LHV)} = 20.908 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Efisiensi boiler } (\eta) = 80\% \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Kebutuhan bahan bakar:

$$m_{\text{bahan bakar}} = \frac{Q}{\eta \times \text{LHV}}$$

$$m_{\text{bahan bakar}} = \frac{36.060.372,38 \text{ Btu/jam}}{80\% \times 20.908 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 2.115,8956 \text{ lb/jam} = 977,8978 \text{ kg/jam}$$

5.5.2. Bahan Bakar Keperluan Generator

$$\text{Daya generator} = 745,6999 \text{ kW}$$

$$= 2.544.433,5776 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Nilai kalor bahan bakar} = 20.908 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Efisiensi generator} = 90\% \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$m_{\text{bahan bakar}} = \frac{2.544.433,5776 \text{ Btu/jam}}{90\% \times 20.908 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 135,2185 \text{ lb/jam} = 61,3341 \text{ kg/jam}$$

5.5.3. Kebutuhan Bahan Bakar Keseluruhan

Kebutuhan bahan bakar untuk seluruh keperluan tersaji pada Tabel 5.7.

Tabel 5. 7 Total Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan	Kebutuhan Bahan Bakar (kg/jam)
<i>Boiler</i>	977,8974
Generator	61,334
Total	1.039,2319

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Total kebutuhan bahan bakar} = (1 + 10\%) \times 1.039,2319 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.143,155069 \text{ kg/jam}$$

BAB VI

SPESIFIKASI PERALATAN

6.1. Tangki-01 (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-01
Kode Alat	T – 01
Fungsi	Menampung Bahan Baku Etanol
Jumlah	4 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Vertical Cylinder with Ellipsoidal Head</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	634,24 m ³
DATA MEKANIK	
Inside Diameter (ID)	5,33 m
Outside Diameter (OD)	5,34 m
Tinggi	9,32 m
Tebal Dinding	0,00362 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.2. Tangki-02 (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02
Kode Alat	T – 02
Fungsi	Menampung Produk Samping Berupa Hidrogen
Jumlah	6 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Spherical Tank</i>

Tekanan	10 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	1.858,46 m ³

DATA MEKANIK

Inside Diameter (ID)	9,04 m
Outside Diameter (OD)	9,07 m
Tebal Dinding	0,02 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.3. Tangki-03 (T-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki-03
Kode Alat	T – 03
Fungsi	Menampung Produk Utama Berupa Etil Asetat
Jumlah	2 Unit

DATA DESAIN

Tipe	<i>Vertical Cylinder with Ellipsoidal Head</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	553,02 m ³

DATA MEKANIK

Inside Diameter (ID)	6,415 m
Outside Diameter (OD)	6,415 m
Tinggi	11,23 m
Tebal Dinding	0,00430 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.4. Pompa-01 (P-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-01	
Kode Alat	P-01	
Jumlah	2 Unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari T-01 menuju MP-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal pump	
Temperatur	30 °C	
Densitas	790,1617	Kg/m³
Laju Alir Massa	15.924,2442	Kg/jam
Viskositas	0,9512	cP
Tekanan Uap	1,5692	psi
Safety Factor	10	%
Kapasitas Pompa	97,5982	gal/min
Volumetric Flowrate	0,194231	ft³/s
SUCTION		DISCHARGE
NPS	3,50 in	3,00 in
SN	40	40
ID	3,78 in	3,07 in
OD	4,00 in	3,50 in
L	3,00 m	5,00 m

Velocity	9,2514	Ft/s	13,9056	Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,5034	ft lbf/lb	0,6787	ft lbf/lb
Tekanan Operasi	14,89	Psi	17,3725	Psi
NPSH, ft lbf/lb			46,1279	
Efisiensi Pompa			67%	
Efisiensi Motor			87%	
<i>Required Motor Drive, Hp</i>			14,0427	Hp
Jumlah			2 buah	
Bahan Konstruksi			<i>Carbon steel</i>	

6.5. Pompa-02 (P-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-02
Kode Alat	P-02
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Produk dari bottom KOD-01 menuju KD-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Temperatur	50 °C
Densitas	814,9792 Kg/m ³
Laju Alir Massa	15.610,6803 Kg/jam
Viskositas	0,58 cP
Tekanan Uap	4,28 psi
<i>Safety factor</i>	10% %
Kapasitas Pompa	92,76 gal/min

*Volumetric Flowrate*0,18717 ft³/s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3,50 in	3,00 in
SN	40,00	40,00
ID	3,78 in	3,07 in
OD	4,00 in	3,50 in
L	3,00 m	5,00 m
Velocity	8,7931 Ft/s	13,2159 Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,2061 Ft lbf/lb	0,6135 Ft lbf/lb
Tekanan Operasi	14,89 Psi	17,43 Psi
NPSH, ft lbf/lb		37,21
Efisiensi Pompa		66 %
Efisiensi Motor		87 %
<i>Required Motor Drive, Hp</i>		13,60 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		<i>Carbon steel</i>

6.6. Pompa-03 (P-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-03
Kode Alat	P-03
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari (ACC-01) menuju KD-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>

Temperatur	100 °C
Densitas	710,1618 Kg/m ³
Laju Alir Massa	10.821,3715 Kg/jam
Viskositas	0,3319 cP
Tekanan Uap	35,5465 psi
<i>Safety Factor</i>	10 %
Kapasitas Pompa	73,7945 gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	0,148322 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3,00 in	2,00 in
SN	40	40
ID	3,068 in	2,0670 in
OD	3,50 in	2,38 in
L	3,00 m	5,00 m
Velocity	10,5116 Ft/s	23,1505 Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,0099 ft lbf/lb	4,7934 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	14,89 Psi	17,2082 Psi
NPSH, ft lbf/lb		54,7323
Efisiensi Pompa		62%
Efisiensi Motor		8%
<i>Required Motor Drive, Hp</i>		11,3776 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		<i>Carbon steel</i>

6.7. Pompa-04 (P-04)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa-04	
Kode Alat	P-04	
Jumlah	2 Unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Mengalirkan Output Ekstrak dari EX-01 menuju Kolom Distilasi (KD-02)	
DATA DESAIN		
Tipe	Centrifugal pump	
Temperatur	50 °C	
Densitas	884,1380	Kg/m ³
Laju Alir Massa	36.035,9498	Kg/jam
Viskositas	0,4760	cP
Tekanan Uap	2,7123	psi
Safety Factor	10	%
Kapasitas Pompa	197,3853	gal/min
Volumetric Flowrate	0,3981	ft ³ /s
	SUCTION	DISCHARGE
NPS	5,00 in	4,00 in
SN	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 in
OD	5,5630 in	4,50 in
L	3,00 m	12,00 m

Velocity	10,3839	Ft/s	16,3238	Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,5702	ft lbf/lb	2,2443	ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48	Psi	76,2918	Psi
NPSH, ft lbf/lb			191,9409	
Efisiensi Pompa			77%	
Efisiensi Motor			82%	
<i>Required Motor Drive, Hp</i>			1,7447	Hp
Jumlah			2 buah	
Bahan Konstruksi			<i>Carbon steel</i>	

6.8. Pompa-05 (P-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-05
Kode Alat	P-05
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan produk dari RB-02
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Temperatur	90 °C
Densitas	802,7107 Kg/m ³
Laju Alir Massa	1.729,4008 Kg/jam
Viskositas	0,2552 cP
Tekanan Uap	20,8797 psi
<i>Safety Factor</i>	10 %
Kapasitas Pompa	10,4336 gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	0,0212 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	1,50 in	1,00 in
SN	40	40
ID	1,3800 in	1,0490 in
OD	1,6600 in	1,3150 in
L	3,00 m	5,00 m
Velocity	2,2351 Ft/s	3,8741 Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,4413 ft lbf/lb	1,7940 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48 Psi	75,9173 Psi
NPSH, ft lbf/lb		158,1361
Efisiensi Pompa		40%
Efisiensi Motor		75%
<i>Required Motor Drive, Hp</i>		0,3042 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		<i>Carbon steel</i>

6.9. Pompa-06 (P-06)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-06
Kode Alat	P-06
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Aliran <i>Recycle</i> dari MP-02 menuju EX-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Temperatur	145 °C

Densitas	728,1883	Kg/m ³
Laju Alir Massa	35.653,6727	Kg/jam
Viskositas	0,1502	cP
Tekanan Uap	86,2403	psi
<i>Safety Factor</i>	10	%
Kapasitas Pompa	237,1152	gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	0,4803	ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	5,00 in	4,50 in
SN	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 in
OD	5,5630 in	4,5000 in
L	3,00 m	15,00 m
Velocity	3,8004 Ft/s	5,9758 Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	1,1382 ft lbf/lb	5,2504 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48 Psi	75,9111 Psi
NPSH, ft lbf/lb		237,7003
Efisiensi Pompa		57%
Efisiensi Motor		82%
<i>Required Motor Drive, Hp</i>		3,6745 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		<i>Carbon steel</i>

6.10. Pompa-07 (P-07)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-07

Kode Alat	P-07
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Refluks dari <i>Accumulator-03</i> menuju Kolom Distilasi (KD-03)

DATA DESAIN

Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Temperatur	60 °C
Densitas	850,8027 Kg/m ³
Laju Alir Massa	24.136,2269 Kg/jam
Viskositas	0,3012 cP
Tekanan Uap	8,0232 psi
<i>Safety Factor</i>	10 %
Kapasitas Pompa	137,3850 gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	0,2755 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	4,00 in	3,50 in
SN	40	40
ID	4,0260 in	3,5480 in
OD	4,5000 in	4,0000 in
L	3,00 m	20,00 m
Velocity	3,4624 Ft/s	4,4552 Ft/s
<i>Total Friction Lost</i>	0,9922 ft lbf/lb	3,6395 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	29,392 Psi	32,1786 Psi

NPSH, ft lbf/lb	65,4809
Efisiensi Pompa	70%
Efisiensi Motor	82%
<i>Required Motor Drive, Hp</i>	2,7484 Hp
Jumlah	2 buah
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.11. Reaktor-01 (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Jenis	<i>Tubular Fixed Bed Reactor</i>
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat Terjadinya Reaksi Dehidrogenasi Etanol dengan Bantuan Katalis CuO-ZnO-ZrO ₂ -Al ₂ O ₃
KONDISI OPERASI	
Temperatur	230 C
Tekanan	10 atm
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Tubular Fixed Bed Reactor</i>
Temperatur	230 C
Tekanan	10 atm
Katalis	CuO-ZnO-ZrO ₂ -Al ₂ O ₃
Tinggi Reaktor	9,68 m
ID	3,23 m
OD	3,25 m
Tebal Dinding	0,0009 m
Tebal Jaket Pendingin	13,997 m
Volume Reaktor	74,62 m ³
Volume Bed Katalis	31,05 m ³
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (SA-240)</i>

6.12. Heater-01 (HE-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Heater-01	
Kode	H-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
	Menaikkan Temperatur Menuju	
Fungsi	VP-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Stainless Steel	
Rd	0.001374	
Overall Clean Coefficient (U_C)	64.2095	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	59.0032	Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)	69.4214	Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})	855.2561	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	6.5359	psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0.00004	psi

6.13. Heater-01 B (HE-01 B)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Heater-01B	
Kode	H-01B	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
	Menaikkan Temperature Menuju	
Fungsi	VP-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Stainless Steel	
Rd	0.001012	
Overall Clean Coefficient (U _C)	22.2785	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	21.7871	Btu/jam ft ² °F

<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	62.5930	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	34.5900	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	2.148550	psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0.00004	psi

6.14. *Heater-02 (HE-02)*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Heater-02	
Kode	H-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menaikkan Temperatur Menuju	
	KD-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Rd	0.0002	
Overall Clean Coefficient (U_C)	142.9191	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	139.5552	Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)	10.2585	Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})	659.0815	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	0.0116	psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0.0245	psi

6.15. *Heater-03 (HE-03)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-03
Kode	H-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menaikkan Temperatur Menuju KD-02
DATA DESAIN	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.0001	
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	150.0391	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	147.8665	Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	8.7078	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	4030.5319	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	0.0139	psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0.0147	psi

6.16. Heater-04 (HE-04)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater-04</i>
Kode	H-04
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan Temperatur Menuju
Fungsi	KD-03

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd	0.001
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	54.8794 Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	51.796 Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	91.7366 Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	136.5936 Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	1.60 psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0.0002 psi

6.17. Partial Condensor-01 (PC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Partial Condensor-01</i>
Kode	PC-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi

Mengkondesasi *Output Produk*
dari R-01**DATA DESAIN**

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.0033	$^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{jam} / \text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U_C)	298.2949	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient</i> (U_D)	150.0178	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	26.4815	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	5617.6022	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0.1181	psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	1.6473	psi

6.18. Knock Out Drum-01 (KOD-01)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Knock Out Drum-01</i>
Kode Alat	KOD– 01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memisahkan Campuran Gas dan Liquid Keluaran PC- 01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>	
Temperature Design	10	$^{\circ}\text{C}$
Tekanan Design	24,50	atm
Kapasitas	5,04	m^3
ID	1,02	m
OD	1,31	m
Tinggi	6,29	m
Tebal Dinding	0,15	m

Bahan Konstruksi

Carbon Steel

6.19. Kolom Distilasi-01 (KD-01)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Distilasi			
Kode Alat	KD-01			
Jenis	Tray Column			
Jumlah	1 Unit			
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	Memisahkan Etanol dari <i>Bottom Product</i> KOD-01			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	10.000	atm	1.60	atm
Temperatur	147.60	°C	113.73	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	8		M	
	Top		Bottom	
Diameter	0.8465	m	1.2863	m
Tray Spacing	0.600	m	0.600	m
Jumlah Tray	6	buah	7	buah
Tebal	0.0090	m	0.0082	m
Material	Stainless Steel 304			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0.0646	m ²	0.1519	m ²
Active Area	0.4094	m ²	0.9620	m ²
Hole Diameter	0.0050	mm	0.0050	mm
Hole Area	0.0409	m ²	0.0962	m ²
Tinggi Weir	60.0000	mm	60.0000	mm
Panjang Weir	0.6213	m	0.9778	m
Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm
Pressure Drop	150.6103	mm	161.4181	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	

Disain % <i>Flooding</i>	85.000	%	85.000	%
Jumlah <i>Hole</i>	2,086	buah	4,902	buah

6.20. Kolom Distilasi-02 (KD-02)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Distilasi			
Kode Alat	KD-02			
Jenis	Sieve Tray Column			
Jumlah	1 Unit			
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	Recycle Aliran Ekstrak dari Extractor-01			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	5	Atm	5	atm
Temperatur	90	°C	145	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	6		m	
	Top		Bottom	
Diameter	1.2224	M	1.2920	m
Tray Spacing	0.600	M	0.600	m
Jumlah Tray	8	Buah	2	buah
Tebal Silinder	0.0076	M	0.0079	m
Material	Stainless Steel 304			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0.1373	m ²	0.1534	m ²
Active Area	0.8693	m ²	0.9718	m ²
Hole Diameter	0.0050	m	0.0050	mm
Hole Area	0.0869	m ²	0.0972	m ²
Tinggi Weir	60.000	mm	60.000	mm
Panjang Weir	0.9295	m	0.9828	m
Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm
Pressure Drop	152.7119	mm H ₂ O	156.7359	mm H ₂ O

Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Desain % <i>Flooding</i>	85	%	85	%
Jumlah <i>Hole</i>	4430	buah	4952	buah

6.21. Kolom Distilasi-03 (KD-03)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Distilasi			
Kode Alat	KD-03			
Jenis	Tray Column			
Jumlah	1 Unit			
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	Memisahkan Etil Asetat dari <i>Output</i> MP-03			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	2	atm	2	atm
Temperatur	60	°C	111	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	6		M	
	Top		Bottom	
Diameter	0.7668	M	1.0432	m
Tray Spacing	0.600	M	0.600	m
Jumlah Tray	7	buah	2	buah
Tebal	0.0048	M	0.0051	m
Material	Stainless Steel 304			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0.0540	m ²	0.1006	m ²
Active Area	0.3421	m ²	0.6369	m ²
Hole Diameter	0.0050	mm	0.0050	mm
Hole Area	0.0342	m ²	0.0637	m ²
Tinggi Weir	60.0000	mm	60.0000	mm
Panjang Weir	0.5808	m	0.7956	m
Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm

<i>Pressure Drop</i>	175.8921	mm	190.1813	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Disain % <i>Flooding</i>	85.000	%	85.000	%
Jumlah <i>Hole</i>	1743	buah	3245	buah

6.22. Condenser-01 (CD-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Condensor-01	
Kode	CD-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Mengkondensasi Output <i>Top Product</i> KD-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Rd	0.001	°F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	182.854	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	150.000	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _o)	233.256	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _{io})	261.246	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0.180	Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP _T)	0.201	Psi

6.23. Condenser-02 (CD-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Condensor-02
Kode	CD-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i> <i>Product</i> KD-02
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.001663554	
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	268.6093303	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	185.6516222	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	396.2384	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	833.9271	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0294	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	3.3062	Psi

6.24. Condenser-03 (CD-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Condensor-03</i>
Kode	CD-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i> <i>Product KD-03</i>

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd	0.001
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	110.524 Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	100.000 Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	429.897 Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	148.773 Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.071 Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	1.002 Psi

6.25. Accumulator-01 (ACC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Accumulator – 01</i>
Kode Alat	ACC-01
Fungsi	1 Unit

Jumlah	Menampung Kondensat dari CD – 01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	2.7823 m ³
Tekanan	10 Atm
Temperatur	100,000 °C
Diameter	1.2700 M
Panjang	2.4915 M
Tebal dinding	0.0121 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.26. Accumulator-02 (ACC-02)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Accumulator - 02</i>
Kode Alat	ACC-02
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 02

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	5.9367 m ³
Tekanan	5 atm
Temperatur	90 °C
Diameter	1.6223 m
Panjang	3.2076 m
Tebal dinding	0.0093 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.27. Accumulator-03 (ACC-03)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Accumulator - 03</i>

Kode Alat	ACC-03
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 03
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder Horizontal dengan <i>ellipsoidal head</i>
Kapasitas	1.0430 m ³
Tekanan	2 atm
Temperatur	60 °C
Diameter	0.9089 m
Panjang	1.7965 m
Tebal dinding	0.0053 M
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.28. Reboiler-01 (RB-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Reboiler-01	
Kode	RB-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Memanaskan Kembali <i>Bottom Product</i> KD-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0025	°F.ft².jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	405.5639	Btu/jam ft² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	199.9788	Btu/jam ft² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _o)	483.8056	Btu/jam ft² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _{io})	2507.7921	Btu/jam ft² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0.0003	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP _T)	0.0536	psi

6.29. Reboiler-02 (RB-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Reboiler-02	
Kode	RB-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
	Memanaskan Kembali <i>Bottom Product</i>	
Fungsi	KD-02	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0005	
Overall Clean Coefficient (U_C)	162.8196	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	149.8729	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	1967.4762	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	177.5095	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.00003	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	0.09856	psi

6.30. Cooler-01 (C-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Cooler – 01A	
Kode	C-01A	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran	
	Reaktor-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0006	°F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	111.6323	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	105.1187	Btu/jam ft ² °F

<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	142.1235	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	405.4678	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0.3675	psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	0.0095	psi

6.31. Cooler-01 B (C-01 B)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Cooler – 01B	
Kode	C-01B	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Reaktor-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0004	°F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	110.2345	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	105.3476	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _o)	133.8683	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _{io})	486.5613	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0.0314	Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP _T)	0.1416	Psi

6.32. Cooler-02 (C-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Cooler-02
Kode	C-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran <i>Top</i> <i>Product KOD-01</i>
DATA DESAIN	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0005	$^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{jam} / \text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	111.8915	$\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105.6336	$\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	134.2714	$\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	523.1176	$\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0026	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.0265	psi

6.33. Cooler-03 (C-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-03A</i>
Kode	C-03A
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu <i>Bottom Product</i> dari KD-01 menuju EX-01

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0.003082 $^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{jam} / \text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	210.8085 $\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	127.7783 $\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	1898.5784 $\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	237.1393 $\text{Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0162175 psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.598097 psi

6.34. Cooler-03 B (C-03 B)

DATA DESAIN	
Nama Alat	<i>Cooler-03 B</i>
Kode	C-03 B
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi

Menurunkan Suhu *Bottom Product*
dari KD-01 menuju EX-01

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0002	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	109.6555	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	107.0904	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	105.7820	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	950.3552	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	1.6019	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.1393	psi

6.35. Cooler-04 (C-04)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-04</i>
Kode	C-04
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran MP-02

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0002	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	107.8318	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105.6810	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	129.6438	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	498.3007	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0641	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.0108	Psi

6.36. Cooler-05 (C-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-05</i>

Kode	C-05
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran <i>Top Product</i> KD-03.

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0003	$^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{jam} / \text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U_C)	108.4177	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient</i> (U_D)	105.5093	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	96.9156	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	5045.8213	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	2.0214	Psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	0.0088	Psi

6.37. Vaporizer-01 (VP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Vaporizer – 01</i>
Kode	VP-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menguapkan Reaktan <i>Fresh Feed</i> Etanol dari T-01

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0003	$^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{jam} / \text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U_C)	210.7641	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient</i> (U_D)	199.9982	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	3097.5708	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	226.1518	$\text{Btu} / \text{jam ft}^2 ^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0.1628	psi

<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.3673	psi
--	--------	-----

6.38. Extractor-01 (EX-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	<i>Extractor-01</i>	
Kode Alat	EX-01	
Bahan	<i>Carbon Steel (SA-285)</i>	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Untuk Memisahkan <i>Rafinate</i> dan Ekstrak dengan Menggunakan Pelarut Air	

DATA DESIGN		
Tipe	<i>Sieve Plate</i>	
Temperatur	50	C
Tekanan	5	atm
<i>Hole Diameter</i>	0,0060	m
<i>Hole Pitch</i>	0,0150	m
Jet Diameter	0,0040	m
<i>Perforation Area</i>	0,0252	m ²
<i>Number of Perforation</i>	892,7749	
<i>Plate Area for Perforation</i>	0,0124	m ²
<i>Downspout Area</i>	0,0017	m ²
<i>Total Plate Area</i>	13,6409	m ²
Tower Diameter	4,1686	m
<i>Tray Spacing</i>	0,5	m
<i>Stage Efficiency</i>	60	%
Jumlah Stage	9	
Tinggi Tower	4,9444	m
Tebal Tower	0,0136	m
<i>Pressure Drop</i>	162,2361	kg/m ³
Jenis Aliran	<i>Counter Current</i>	

BAB VII

ORGANISASI PERUSAHAAN

7.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan memiliki berbagai bentuk yang didasarkan pada faktor-faktor tertentu untuk mencapai keuntungan yang maksimal dalam jangka panjang. Bentuk perusahaan dapat terbagi menjadi badan hukum dan bukan badan hukum, tergantung pada jenis hukum yang mengaturnya. Bentuk perusahaan bukan badan hukum, dimiliki oleh sektor swasta meliputi perusahaan perseorangan, persekutuan perdata, firma, dan persekutuan komanditer yang diatur oleh Kitab Undang-Undang Hukum Dagang (KUHD) (Utami, 2020). Sementara itu, bentuk perusahaan badan hukum dapat dimiliki baik oleh sektor swasta maupun negara, seperti koperasi, yayasan, Perusahaan Perseroan (Persero), dan Perseroan Terbatas (PT) (Fitriyanti, 2022). Setiap bentuk perusahaan ini memiliki kelebihan dan kekurangan.

Salah satu pilihan yang sangat disarankan untuk mendirikan pra rancangan pabrik etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun adalah Perseroan Terbatas (PT). Regulasi hukum terkait Perseroan Terbatas diatur dalam Undang-Undang Republik Indonesia No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas. Beberapa kelebihan yang dimiliki oleh bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah (Kemendikbud, 2010). Saham perusahaan yang dimiliki dapat diperjual-belikan.

- 1) Tanggung jawab terhadap hutang yang terbatas, sehingga tanggung jawab hutang yang dibayar terbatas pada jumlah saham yang dimiliki.
- 2) Jangka waktu perusahaan beroperasi pada umumnya tidak terbatas.
- 3) Memiliki kemudahan dalam memperoleh pinjaman dengan nominal yang besar dan memiliki jangka waktu panjang, serta tingkat suku bunga rendah.
- 4) Pemilik saham dapat mempekerjakan tenaga profesional kepercayaannya untuk menjalankan perusahaannya.

Dengan mempertimbangkan beberapa faktor tersebut, maka pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat ini, dipilih bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT).

7.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi terbagi menjadi beberapa jenis diantaranya sebagai berikut:

7.2.1 Organisasi Fungsional

Organisasi ini memiliki struktur pekerjaan yang ditentukan oleh sifat dan jenis pekerjaan yang perlu dilakukan. Pembagian kerja dirancang berdasarkan keahlian dan spesialisasi yang dimiliki oleh pemimpin dan anggota organisasi, sehingga setiap individu hanya melaksanakan tugas sesuai dengan keahliannya. Hal ini menghasilkan pembagian tugas yang jelas dalam jenis organisasi ini.

7.2.2 Organisasi Lini

Organisasi lini memiliki struktur wewenang yang berperan sebagai hubungan kekuasaan secara langsung antara atasan dan bawahan melalui garis vertikal. Hal ini memungkinkan atasan untuk memberikan tugas secara langsung kepada bawahan, dan bawahan bertanggung jawab langsung atas pekerjaannya kepada atasan. Jenis organisasi ini umumnya digunakan ketika jumlah karyawan relatif sedikit.

7.2.3. Organisasi Garis dan Staf

Organisasi ini umumnya diterapkan di perusahaan besar dengan jumlah karyawan yang banyak dan beragam dalam bidang kerja. Hubungan pekerjaan antara atasan dan bawahan dalam organisasi ini bersifat tidak langsung. Untuk mengakomodasi jumlah karyawan yang besar dan keragaman bidang kerja, organisasi ini menggunakan sistem wewenang yang terdiri dari lini dan staf.

- 1) *Line*, orang atau unit yang menjalankan tugasnya secara langsung untuk mencapai tujuan perusahaan.
- 2) *Staff*, Orang atau unit yang memberikan kontribusi secara tidak langsung dalam mencapai tujuan perusahaan.

Struktur organisasi *line* dan *staff* memiliki beberapa keuntungan yaitu:

- 1) Pembagian tugas yang jelas antara kelompok pekerja lini yang melaksanakan tugas utama dan kelompok pekerja staf yang menjalankan tugas penunjang yang bersifat pelayanan internal maupun keahlian.
- 2) Tugas pokok dan tugas penunjang yang jelas sehingga mempermudah koordinasi dan sinkronisasi dalam mencapai tujuan perusahaan.

- 3) Pengetahuan dan ketrampilan karyawan yang bekerja sesuai dengan keahlian dapat dimanfaatkan dan ditingkatkan sedemikian rupa untuk meningkatkan efektivitas dan efisiensi kerja.

Berdasarkan beberapa jenis struktur organisasi menurut (Syukran, dkk. 2022), struktur organisasi dapat dibedakan menjadi beberapa bentuk, antara lain *line*, *line* dan *staff*, dan *matrix*. Dengan mempertimbangkan faktor-faktor yang telah dijelaskan, dalam pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat ini, digunakan struktur organisasi *line* dan *staff* dalam menjalankan operasional perusahaan.

Perusahaan memiliki kepemilikan saham yang dapat dimiliki oleh beberapa individu, yang mengharuskan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) secara berkala. Pada RUPS, pemegang saham dapat langsung menunjuk Dewan Komisaris sebagai pengurus pabrik. Dewan Komisaris memiliki wewenang langsung untuk melaksanakan tugasnya dan mereka menunjuk Direktur Utama sebagai bawahannya, yang bertanggung jawab atas semua operasi pabrik (Kuswiranto, 2016). Direktur Utama didukung oleh beberapa Direktur sesuai dengan unit kerja masing-masing. Direktur akan dibantu oleh karyawan dengan keahlian yang sesuai, yang ditempatkan dalam beberapa divisi. Berikut adalah rincian mengenai posisi dan jabatan dalam struktur organisasi tersebut.

- 1) Direktur Teknik dan Produksi
 - a. Divisi Produksi
 - b. Divisi Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - c. Divisi Riset dan Pengembangan
- 2) Direktur Keuangan dan Pemasaran
 - a. Divisi Keuangan
 - b. Divisi Pemasaran
- 3) Direktur Kepegawaian dan Umum
 - a. Divisi Kepegawaian
 - b. Divisi Hubungan Masyarakat dan Pelayanan Umum

7.3 Tugas dan Wewenang

Tugas dan Wewenang pada struktur organisasi perusahaan berdasarkan literatur (Indrapradija, 2018) diatur sebagai berikut:

7.3.1 Dewan Komisaris

- 1) Menunjuk tenaga profesional sebagai direktur yang akan mengoperasikan perusahaan.
- 2) Mengawasi Direktur Utama dan para Direktur dalam kinerja dan keputusan-keputusan yang dibuat.
- 3) Mengarahkan kebijakan-kebijakan perusahaan.

7.3.2 Direktur Utama

- 1) Mempertanggung-jawabkan setiap kebijakan yang ditetapkan kepada Dewan Komisaris.
- 2) Mengangkat dan memberhentikan karyawan.
- 3) Mengkoordinasi setiap Direktur untuk mencapai tujuan perusahaan.

7.3.3 Direktur Teknik dan Produksi

- 1) Divisi Produksi
 - a. Mengawasi dan menjaga kelangsungan proses produksi.
 - b. Mengatur persediaan bahan baku, bahan penunjang serta produk agar tidak terjadi kelebihan maupun kekurangan.
 - c. Bertanggung jawab terhadap kelancaran unit utilitas.
- 2) Divisi Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - a. Bertanggung jawab terhadap seluruh kondisi peralatan pabrik.
 - b. Melakukan pengawasan dan pemeliharaan terhadap peralatan produksi agar proses operasi berjalan dengan lancar.
 - c. Melakukan perbaikan pada peralatan untuk kelancaran produksi.
- 3) Divisi Riset dan Pengembangan
 - a. Merencanakan program penelitian dalam rangka peningkatan kualitas produk.
 - b. Menganalisa produk hasil produksi dalam menjaga kualitas produk secara berkala.
 - c. Melaksanakan dan mengawasi penelitian sesuai dengan ketentuan.

7.3.4 Direktur Keuangan dan Pemasaran

- 1) Divisi Keuangan
 - a. Mengatur, mengawasi, dan mencatat semua data pengeluaran dan pemasukan perusahaan.

- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
- c. Mengatur dan menetapkan anggaran pembelian perusahaan untuk pembelian bahan baku serta barang inventaris.

2) Divisi Pemasaran

- a. Menentukan harga jual produk dan mempromosikan produk.
- b. Menjalin hubungan kerjasama dengan perusahaan lain untuk meningkatkan penjualan dan pemasaran hasil produksi.
- c. Mengawasi dan menganalisa situasi pasar pada produk yang dihasilkan.

7.3.5 Direktur Kepegawaian dan Umum

1) Divisi Kepegawaian

- a. Mengatur dan melayani prosedur administrasi keorganisasian pada perusahaan.
- b. Merekrut, menyeleksi, dan menempatkan tenaga kerja sesuai dengan kemampuan dan keahlian tenaga kerja.
- c. Memberikan penilaian dan penghargaan untuk seluruh karyawan perusahaan berdasarkan kinerja yang telah diberikan.
- d. Mengatur dan membuat program untuk meningkatkan hubungan kerja sama antar karyawan.

2) Divisi Hubungan Masyarakat dan Pelayanan Umum

- a. Memberikan pelayanan untuk seluruh karyawan untuk menjamin kesehatan, keamanan, dan keselamatan kerja.
- b. Memberikan pelayanan masyarakat untuk meningkatkan hubungan baik antara pabrik dengan masyarakat disekitarnya.

7.3.6 Divisi HSE (*Health, Safety, and Environment*)

- a. Mengatur dan mengawasi pelaksanaan kebijaksanaan Kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan di seluruh area perusahaan.
- b. Melakukan identifikasi, evaluasi, dan pengendalian risiko yang berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja atau pencemaran lingkungan.
- c. Menyediakan pelatihan dan sosialisasi kepada seluruh karyawan mengenai prosedur K3L (Keselamatan dan Kesehatan Kerja serta Lingkungan).

- d. Memantau dan melaporkan insiden, kecelakaan kerja, dan pencemaran lingkungan, serta melakukan tindak lanjut perbaikan.
- e. Menyusun dan mengimplementasikan program audit internal dan inspeksi berkala untuk memastikan kepatuhan terhadap peraturan dan standar HSE.

7.4 Sistem Kerja

Sistem operasional perusahaan dirancang dan diatur sesuai dengan ketentuan yang tercantum dalam Undang-Undang No. 13 Tahun 2003 Pasal 108. Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun. Sistem operasional pabrik menggunakan kombinasi sistem *non-shift* dan *shift*.

7.4.1 Waktu Kerja Karyawan *Non-shift*

Total waktu kerja untuk karyawan *non-shift* yaitu selama 40 jam kerja dalam satu minggu dengan rincian sebagai berikut:

- 1) Hari Senin s/d Kamis
Pukul 07.00 – 12.00 WIB dan Pukul 13.00 – 16.00 WIB
- 2) Hari Jumat
Pukul 07.00 – 11.30 WIB dan Pukul 13.30 – 16.30 WIB
- 3) Hari Sabtu, Minggu dan hari libur nasional : libur

7.4.2 Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Peraturan mengenai jam kerja untuk karyawan yang bekerja dalam *shift* diatur sesuai dengan Undang-Undang No. 13 tahun 2003 pada pasal 77 – 85. Setiap *shift* kerja memiliki durasi waktu selama 8 jam per hari, dan pembagian jadwal *shift* dilakukan untuk 12 hari kerja, yang dapat ditemukan pada Tabel 7.1. Berikut adalah rincian waktu kerja untuk setiap *shift*:

- 1) *Shift* I (Pagi) : 08.00 – 16.00 WIB
- 2) *Shift* II (Sore) : 16.00 – 24.00 WIB
- 3) *Shift* III (Malam) : 24.00 – 08.00 WIB
- 4) *Shift* IV (Libur) : Libur

Tabel 7. 1 Pembagian Jadwal *Shift* Kerja Karyawan

Waktu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I (Pagi)	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D	D	D
II (Sore)	B	B	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B
III (Malam)	C	D	D	D	A	A	A	B	B	B	C	C
IV (Libur)	D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A

7.5 Penentuan Jumlah Karyawan

7.5.1 Direct Operating Labor

Chemical engineering plant design (Vibrant dan Dryden, 1959) digunakan sebagai literatur untuk menentukan jumlah karyawan *direct operating labor* yaitu dengan cara sebagai berikut.

- 1) Menentukan kapasitas produksi harian (dalam ton/hari)

$$\text{Kapasitas} = 54.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= \frac{54.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}}$$

$$= 6.818,1818 \text{ ton/hari}$$

- 2) Menentukan jenis proses pabrik

A. Proses dengan peralatan manual

B. Proses dengan peralatan semi-otomatis

C. Proses dengan peralatan otomatis tinggi

Jenis proses pada pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun dipilih peralatan semi-otomatis.

- 3) Perhitungan jumlah karyawan untuk proses semi-otomatis, berdasarkan Fig. 5-35, hal 235. (Vibrant dan Dryden, 1959), yaitu menggunakan rumus $M = 15,2 \times P^{0,25}$, dengan M adalah jumlah karyawan dan P adalah kapasitas produksi per hari, sehingga dapat dilakukan perhitungan sebagai berikut.

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (330 \text{ ton/hari})^{0,25}$$

$$M = 54,3643$$

$$M = 55 \text{ man (hours/day)/processing steps}$$

4) Proses terdiri dari 9 tahapan, yaitu

- *Pumping*
- *Piping and Tank*
- *Compressing and Expanding*
- *Heating and Cooling*
- *Reacting*
- *Distillation*
- *Mixing*
- *Reboiling and Condensing*
- *Utility*

Karyawan bekerja selama 8 jam per hari, maka:

$$M = \frac{62 \text{ man} \frac{\text{hours}}{\text{day}}}{8 \text{ hours/day}} \times 9 \text{ processing steps}$$

$$M = 62 \text{ man}$$

Setelah melakukan perhitungan, diperoleh bahwa jumlah karyawan *direct operating labor* yang dibutuhkan adalah 62 orang. Jumlah karyawan tersebut akan didistribusikan untuk mengisi berbagai posisi di bagian produksi, utilitas, pemeliharaan, dan laboratorium.

7.5.2 Indirect Operating Labor

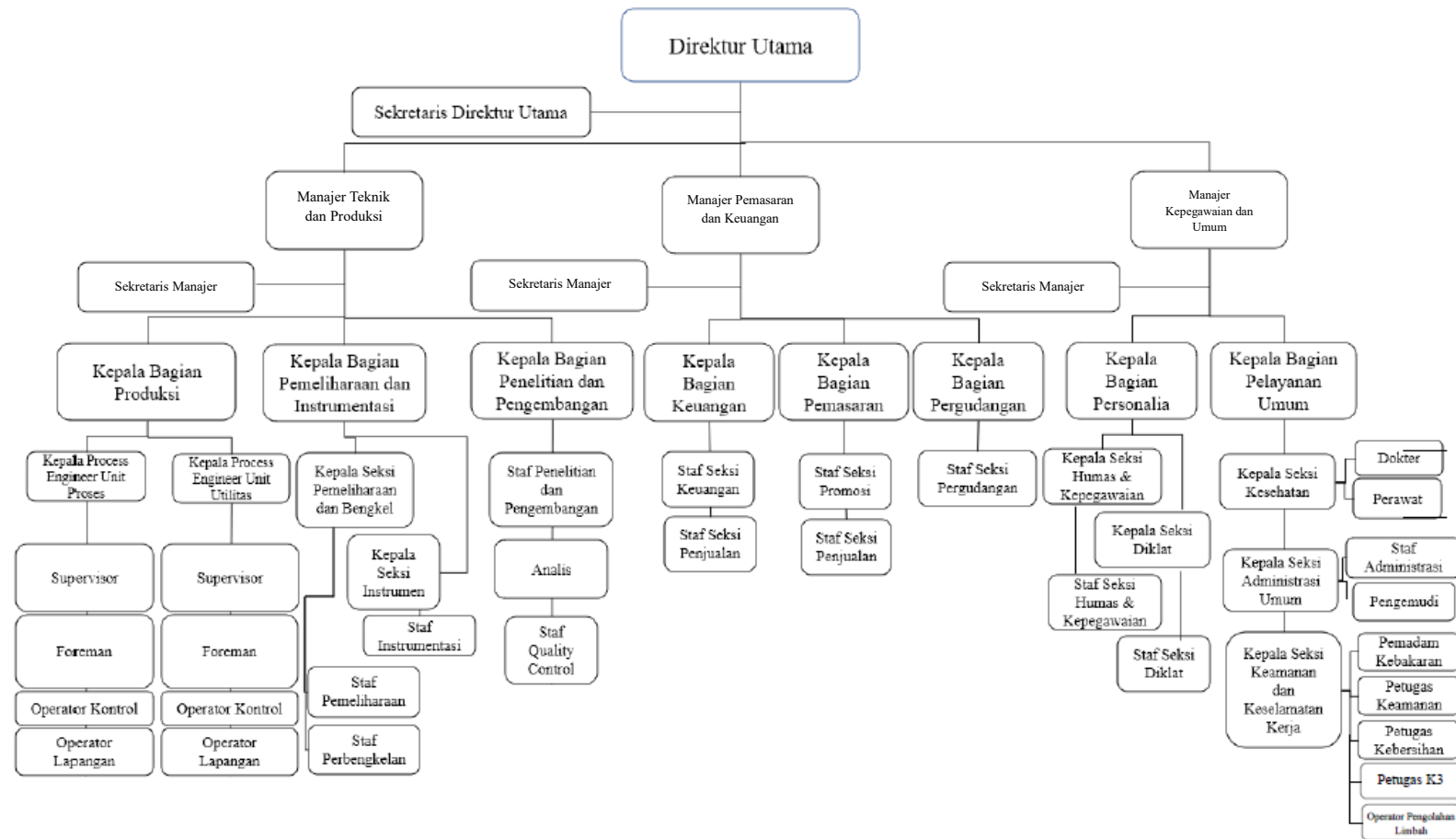
Rincian jumlah karyawan *direct* dan *indirect operating labor* tertera pada

Tabel 7. 2 Perincian Jumlah Karyawan Pabrik Pembuatan Etil Asetat

Jabatan	Jumlah	Jadwal Kerja
Direktur	1	Reguler
Sekretaris Direktur Utama	1	Reguler
A. Direktorat Teknik dan Produksi	1	Reguler
Sekretaris Direktorat Teknik dan Produksi	1	Reguler
1. Kepala Bagian Produksi	1	Reguler
a. Kepala Process Engineer Unit Proses	1	Reguler
Supervisor	4	<i>Shift</i>
Foreman	8	<i>Shift</i>

Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	12	<i>Shift</i>
b. Kepala Process Engineer Unit Utilitas	1	Reguler
Supervisor	4	<i>Shift</i>
Foreman	8	<i>Shift</i>
Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	8	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	Reguler
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Reguler
Staf Pemeliharaan	4	<i>Shift</i>
Staf Perbengkelan	4	<i>Shift</i>
b. Kepala Seksi Instrumentasi	1	Reguler
Staf Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Reguler
Staf Penelitian dan Pengembangan	1	<i>Shift</i>
Analisis	2	<i>Shift</i>
Staf Quality Control	2	<i>Shift</i>
B. Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	Reguler
Sekretaris Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	Reguler
1. Kepala Bagian Keuangan	1	Reguler
Staf Seksi Keuangan	3	<i>Shift</i>
Staf Seksi Penjualan	3	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pemasaran	1	Reguler
Staf Seksi Promosi	2	<i>Shift</i>
Staf Seksi Penjualan	2	<i>Shift</i>
3. Kepala Bagian Pergudangan	1	Reguler
Staf Seksi Pergudangan	3	<i>Shift</i>
C. Direktur Kepegawaian dan Umum	1	Reguler
Sekretaris Direktur Kepegawaian dan Umum	1	Reguler
1. Kepala Bagian Personalia	1	Reguler
a. Kepala Seksi Humas dan Kepegawaian	1	Reguler
Staf Seksi Humas dan Kepegawaian	2	<i>Shift</i>
b. Kepala Seksi Diklat	1	Reguler
Staf Seksi Diklat	2	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum	1	Reguler

a.	Kepala Seksi Kesehatan	1	Reguler
	Dokter	1	Reguler
	Perawat	4	<i>Shift</i>
b.	Kepala Seksi Administrasi Umum	1	Reguler
	Staf Administrasi	2	<i>Shift</i>
	Pengemudi	2	<i>Shift</i>
3.	Kepala Seksi Keamanan dan Keselamatan Kerja	1	Reguler
	Pemadam Kebakaran	8	<i>Shift</i>
	Petugas Keamanan	4	<i>Shift</i>
	Petugas Kebersihan	4	<i>Shift</i>
	Petugas K3	4	<i>Shift</i>
	Operator Pengolahan Limbah	4	<i>Shift</i>
	Jumlah Karyawan	152	Pekerja



Gambar 7. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB VIII

ANALISA EKONOMI

8.1. Menentukan Indeks Harga

Analisa ekonomi pada pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat dilakukan guna memperoleh gambaran umum tentang kelayakan pabrik dari segi analisa ekonomi. Berdasarkan *Annual Plant Cost Index Plant Design and Economics for Chemical Engineering 4th Edition* (Peters, 1991) analisa ekonomi suatu pabrik dapat dihitung mulai dari *Total Capital Investment* (TCI) dan *Total Production Cost* (TPC). Parameter lainnya yang juga dipertimbangkan dalam menentukan kelayakan pabrik pembuatan etil asetat sebagai berikut:

- 1) Profitabilitas
 - a. *Net Profit Before Tax* (NPBT)
 - b. *Net Profit After Tax* (NPAT)
- 2) Lama Waktu Pengembalian Modal
 - a. Lama Pengangsuran Pengembalian Modal
 - b. *Pay Out Time* (POT)
- 3) Total Modal Akhir
 - a. *Net Profit Over Total Life Time of Project* (NPOLTP)
 - b. *Total Capital Sink* (TCS)
- 4) Laju Pengembalian Modal
 - a. *Rate of Return Investment* (ROR)
 - b. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR)
- 5) *Break Even Point* (BEP)

Sebelum menentukan analisa parameter diatas, terdapat beberapa aspek yang perlu dilakukan perhitungan terlebih dahulu sebagai berikut:

- 1) Modal Perusahaan (*Total Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
- 2) Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)

b. Belanja Umum (*General Expenses*)

8.2. Profitabilitas (Keuntungan)

8.2.1. Total Penjualan Produk

Kapasitas per tahun = 54.000 Ton/Tahun

1) Produk Etil Asetat

Kapasitas per tahun = 54.000 kg/tahun

Harga Jual = US\$ 4.700 /kg

Total Harga Penjualan = US\$ 365.710.370,64

2) Produk Hidrogen

Kapasitas per tahun = 2.256,25 Ton/Tahun

Harga Jual = US\$ 100 /kg

Total Harga Penjualan = US\$ 325.112,22

Maka didapatkan Total Penjualan Pertahun (*Selling Price*) :

= US\$ 366.035,482,86

8.2.2. Perhitungan *Annual Cash Flow* (ACF)

Total Penjualan Produk/Tahun = US\$ 366.035,482,86

Total Biaya Produksi = US\$ 257.549.779,28

Syarat: $TPC < \text{Total Biaya Produksi}$ (Terpenuhi), maka

Net Profit Before Tax (NPBT) = $TPC - SP$
= US\$ 108.485.703,58

Income Tax (30 % . NPBT) = US\$ 32.545.711,07

Net Profit After Tax (NPAT) = $NPBT - \text{Income Tax}$
= US\$ 75.939.992,50

Asumsikan *Profit Investor*: 10 % maka,

Dividend = 10 % . NPAT

Depreciation (9,09% FCI) = US\$ 6.667.975,28

Annual Cash Flow (ACF) = $NPAT + \text{Depreciation} - \text{Dividend}$
= US\$ 72.607.967,79

Sedangkan perhitungan %ACF dilakukan dengan cara sebagai berikut:

$$\% ACF = \frac{ACF}{TCI} \times 100\%$$

$$\% ACF = \frac{72.607.967,79}{81.505.626,22} \times 100\%$$

$$\%ACF = 89,00 \%$$

8.3. Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat diketahui dengan menganalisa:

1. Lama Pengangsuran Pinjaman
2. *Pay Out Time* (POT)

8.3.1. Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman

Total Capital Investment (TCI) = US\$ 81.505.626,22

Annual Cash Flow (ACF) = US\$ 73.747.027,48

Bunga Modal = 7,5 (Bank Central Asia)

(Bunga merujuk pada suku bunga dasar kredit Bank Rakyat Indonesia)

Lama angsuran = 5 tahun

Pinjaman, (10+bunga x% TCI) = US\$ 75.327.499,75

Maka besarnya angsuran per tahun dapat dihitung dengan rumus:

$$Angsuran = Pinjaman \times \left[\frac{i (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \right] \quad (\text{Peters, 1991})$$

$$= \text{US\$ } 18.657.884,18$$

Tabel 8. 1 Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman

Tahun ke-	Pinjaman (US \$)	Bunga (US \$)	Total Hutang (US \$)	Angsuran (US \$)	Sisa Hutang (US \$)
0	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75
1	75.327.499,75	5.709.824,48	81.037.324,23	18.657.884,18	62.379.440,05
2	62.379.440,05	4.728.361,56	67.107.801,61	18.657.884,18	48.449.917,43
3	48.449.917,43	3.672.503,74	52.122.421,17	18.657.884,18	33.464.536,99
4	33.464.536,99	2.536.611,90	36.001.148,89	18.657.884,18	17.343.264,71
5	17.343.264,71	1.314.619,47	18.657.884,18	18.657.884,18	0,00

Total	17.961.921,15	93.289.420,90
--------------	----------------------	----------------------

8.3.2. Pay Out Time (POT)

Perhitungan *pay out time* dapat ditentukan menurut persamaan:

$$POT = \frac{FCI + Bunga\ TCI}{ACF}$$

Keterangan:

FCI = *Fixed Capital Investment* = US\$ 73.355.063,60

ACF = *Annual Cash Flow* = US\$ 72.607.967,79

Bunga *Total Capital Investment* = US\$ 17.961.921,15

$$POT = \frac{US\$ 73.355.063,60 + US\$ 17.961.921,15}{US\$ 72.607.967,79}$$

POT = 1,2577 tahun

8.4. Total Modal Akhir

8.4.1. Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP)

NPOTLP merupakan total keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai selama umur pabrik dan ditambah *capital recovery*.

$$NPOTLP = CCP + CR$$

1) *Cummulative Cash Position* (CCP)

$$\begin{aligned} CCP &= n. ACF - TCI \\ &= US\$ 717.182.019,42 \end{aligned}$$

2) *Capital Recovery* (CR)

$$\begin{aligned} CR &= Working\ Capital + Land + Salvage\ Value \\ &= US\$ 21.066.191,88 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} NPOTLP &= CCP + CR \\ &= US\$ 738.248.211,31 \end{aligned}$$

Layak didirikan karena Total Capital Sink > Total Capital Investment

8.4.2. Total Capital Sink (TCS)

$$TCS = (n \times ACF) - \Sigma \text{angsuran}$$

Keterangan:

n = Umur Pabrik = 11 Tahun

ACF = *Annual Cash Flow* = US\$ 72.607.967,79

ΣAngsuran = US\$ 93.289.430,90

Sehingga,

TCS = $(11 \times \text{US\$ } 73.747.027,48) - \text{US\$ } 97.290.100,87$
 = US\$ 705.398.224,74

Layak didirikan karena Total Capital Sink > Total Capital Investment

8.5. Laju Pengembalian Modal

8.5.1. Rate of Return on Investment (ROR)

NPAT = US\$ 75.939.992,50

TCI = US\$ 81.505.626,22

$$ROR = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{TCI}$$

$$ROR \% = ROR \times 100\%$$

$$= 93,17 \%$$

Bunga Bank = US\$ 17.961.921,15

Layak didirikan karena ROR lebih besar dibandingkan bunga bank

8.6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC + TSV}{(1+i)^n} \quad \text{(Peters, 1991)}$$

Keterangan:

TCI = *Total Cost Investment* = US\$ 81.505.626,22

ACF = *Annual Cash Flow* = US\$ 72.607.967,79

WC = *Working Capital* = US\$ 8.150.562,62

TSV = *Salvage Value* = US\$ 0,00

n = *Umur pabrik* = 11 tahun

$$i \text{ (Discounted Cash Flow Rate of Return)} = \frac{1}{(1+i)^n} \text{ (Discount Factor)}$$

Discount factor sebesar 1,11 didapatkan dengan hasil trial dan error, dengan nilai tersebut didapatkan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR) sebesar $i = 90,37\%$. Nilai i lebih besar dari bunga bank sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

8.7. Break Even Point (BEP)

8.7.1. Metode Matematis

$$BEP = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} \text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US\$ } 53.385.114,86 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Selling Price} &= \text{Total Harga Penjualan Produk} \\ &= \text{US\$ } 366.035.482,86 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Variable Cost} &= \text{Direct Production Cost} \\ &= \text{US\$ } 204.164.664,42 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} BEP &= \frac{\text{US\$ } 53.385.114,86}{\text{US\$ } 366.035.482,86 - \text{US\$ } 204.164.664,42} \times 100\% \\ &= 32,98\% \end{aligned}$$

Layak didirikan, karena nilai BEP kurang dari 40 %

8.7.2. Metode Grafis

1. Selling Price

% Kapasitas	Harga (US\$/1000)
0	0
100	366.035,48

$$\text{Slope} = 3.660,35$$

$$\text{Intersept} = 0,0000$$

2. Grafik Fixed Cost

% Kapasitas	Harga (US\$/1000)
0	53.385,11
100	53.385,11

$$\text{Slope} = 0,0000$$

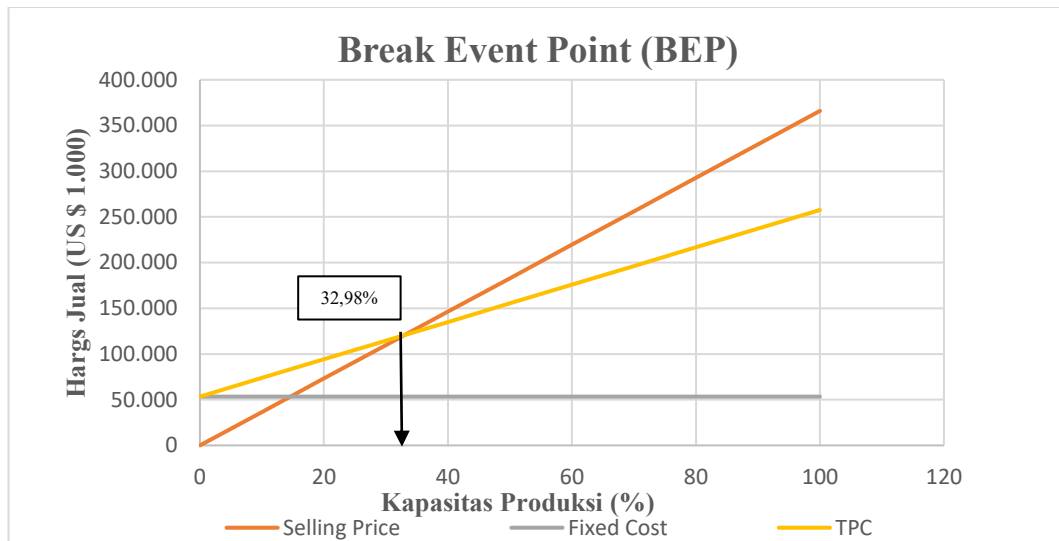
$$\text{Intersept} = 53.385,11$$

3. Titik Production Cost

% Kapasitas	Harga (US \$)
0	53.385,11
100	257.549,78

$$\text{Slope} = 2.041,65$$

$$\text{Intersept} = 53.385,11$$



Gambar 8. 1 Grafik *Break Even Point*

Kesimpulan hasil analisa ekonomi Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Asetat dengan Kapasitas 54.000 ton/tahun ditunjukkan pada Tabel 8.2.

Tabel 8. 2 Kesimpulan Analisa Ekonomi

No.	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1	<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	89 %	Lebih besar dari bunga bank (<7,5%)	Layak didirikan
2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	1,3 Tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
3	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project (NPOTLP)</i>	US\$ 738.248.211,31	Lebih besar dari TCI + Total Bunga Pinjaman (>US\$ 99.467.547,37)	Layak didirikan
4	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US \$705.398.224,74	Lebih besar dari TCI (US\$ 83.800.101,72)	Layak didirikan
5	<i>Rate of Return (ROR)</i>	93,17 %	Lebih besar dari bunga bank (>8,5%)	Layak didirikan
6	<i>Discounted Cash Flowrate of Return (DCF-ROR)</i>	87,92 %	Lebih besar dari bunga bank (>8,5%)	Layak didirikan
7	<i>Break Even Point (BEP)</i>	32,98 %	Berada pada rentang 20% - 40%	Layak didirikan

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa dan perhitungan Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Asetat dapat disimpulkan:

- 1) Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas produksi sebesar 54.000 ton/tahun dapat memenuhi kebutuhan etil asetat di Indonesia.
- 2) Lokasi pendirian pabrik etil asetat direncanakan akan dibangun di kawasan industri JIPE yang berada di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dikarenakan beberapa faktor yaitu ketersediaan bahan baku, utilitas, kemudahan transportasi, lokasi yang strategis, tenaga kerja, dan keadaan geografis.
- 3) Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan pabrik etil asetat dalam menjalankan usaha dengan struktur organisasi garis dan staf yang memiliki jumlah karyawan sebanyak 164 orang.
- 4) Pabrik pembuatan etil asetat layak didirikan berdasarkan hasil perhitungan analisa ekonomi sebagai berikut:
 - a) *Total Capital Investment (TCI)* = US \$ 81.505.626,22
 - b) *Total Production Cost (TPC)* = US \$ 257.549.779,28
 - c) Total Penjualan per Tahun = US \$ 359.232,798,11
 - d) *Annual Cash Flow (ACF)* = US \$ 72.607.967,79
 - e) *Pay Out Time on Investment* = 1,3 tahun
 - f) *Rate of Return* = 93,17%
 - g) *Discounted Cash Flow - ROR* = 87,92%
 - h) *Break Even Point* = 32,98%
 - i) *Service Life* = 11 tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Adesina, A.Y., Obot, I.B., Sorour, A.A., Mtongana, S., Mamilla, S.B. and Almathami, A.A. 2021. Corrosion Challenges and Prevention in Ethyl Acetate (EA) Production and Related Processes—An overview. *Engineering Failure Analysis*. Vol. 127: 105511.
- Alibaba. 2023. *Data Harga Bahan*. (Online). <https://www.alibaba.com/>. (Diakses pada tanggal 28 Mei 2025).
- Azwina, R., Wardani, P., Sitanggang, F. and Silalahi, P.R. 2023. Strategi industri Manufaktur dalam Meningkatkan Percepatan Pertumbuhan Ekonomi di Indonesia. *Jurnal Manajemen, Bisnis dan Akuntansi*. Vol. 2 (1): 44-55.
- Badan Pusat Statistik. 2023. *Badan Pusat Statistik: Ekspor dan Impor*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim/>. (Diakses pada tanggal 2 Januari 2025).
- Evans, F. L. 1980. *Equipment Design Handbook Second Edition*. Gulf Publishing Company: Houston.
- Felder, R. M., dan Rousseau, R.W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition*. John Wiley and Sons: New York.
- Fitriyanti, F.P. 2022. Teori Sumber vs Teori Badan Hukum dan Teori Transfromasi Keuangan dalam Menafsirkan Status Hukum Keuangan Badan Usaha Milik Negara. Syntax Literate; *Jurnal Ilmiah Indonesia*. Vol. 7(8): 10708-10723.
- Google Maps. 2023. Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik Kawasan Industri JIPE. (Online). <https://www.google.com/maps/@-7.0921289,112.6152123,3101m/data=!3m1!1e3>. (Diakses pada tanggal 15 Februari 2025).
- Hasabnis dan Amit. Ethyl Acetate Production and Purification. Amerika Serikat No. 173679 A2.
- Himmelblau, D. M. 1974. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. 3rd ed. Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall.
- Huang, T. 2017. *Chemical Profil: Asia Ethyl Acetate*. (Online). https://www.icis.com/subscriber/icb/chemicalprofile?commodityId=10171®ionId=10007#_=_. (Diakses pada 1 Desember 2024).

- Indrapradija, I. S. 2018. Kajian Yuridis Terhadap Tanggung Jawab Direksi dan Dewan Komisaris Pada Struktur Organisasi Perseroan Terbatas Yang Bersifat Kolegialitas Menurut Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas. *Jurnal Ilmiah Magister Administrasi*. Vol. 1(1): 11-15.
- JIIPE. 2018. Kawasan Industri JIIPE. (Online). <https://www.jiipe.com/id/home/kawasanDetail/id/1>. (Diakses pada tanggal 15 Februari 2025).
- Kabupaten Gresik. 2018. Penyusunan Rencana Pembangunan Infrastruktur Jangka Menengah (RPJM) Bidang Cipta Karya Kabupaten Gresik Tahun 2019-2023. Cipta Karya: Jakarta.
- Kemendikbud. 2010. Modul 4 Legalitas Bentuk Perusahaan. Kementerian Pendidikan dan Kebudayaan: Jakarta.
- Kemenperin. 2021. Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Sektor Manufaktur Tumbuh Agresif di Tengah Tekanan Pandemi. (Online). <https://kemenperin.go.id/artikel/22681/Sektor-Manufaktur-Tumbuh-Agresif-di-Tengah-Tekanan-Pandemi->. (Diakses pada 20 Januari 2025).
- Kemenperin. 2023. Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: Sektor Manajemen Risiko Pembangunan Nasional. (Online). <https://itjen.kemenperin.go.id/post/launching-permenperin-nomor-24-tahun-2023-tentang-manajemen-risiko-pembangunan-nasional>. (Diakses pada 28 Desember 2024).
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. McGraw Hill: New York.
- Kuswiranto. 2016. Keuntungan & Risiko Menjadi Direktur Komisaris dan Pemegang Saham. Jakarta: Penerbit Visimedia.
- Kuswiranto. 2016. Keuntungan & Risiko Menjadi Direktur Komisaris dan Pemegang Saham. Jakarta: Penerbit Visimedia.
- Ledakowicz, S., Nowicki, L., Petera, J., Nizioł, J., Kowalik, P., dan Gołębiowski, A. (2013). Kinetic characterisation of catalysts for methanol synthesis. *Chemical and Process Engineering*, 34(4), 497–506.
- Mackay, D., Wan-Ying, S., dan Sum-Chi, L. 2006. *Handbook of Physical Chemical Properties and Environmental Fate for Organic Chemicals*. CRC Press Taylor & Francis Group: Florida.

- Matche. 2014. *Data Harga Peralatan*. (Online): <http://www.matche.com>. (Diakses pada 29 Mei 2025)
- McKetta, J.J. dan Cuningham, W.A. 1994. *Encyclopedia Chemical Process and Design Volume 4*. Marchell Ekker Inc: New York.
- Mordor Intelligence. 2020. *Ethyl Acetate Market - Growth, Trends, Covid-19 Impact, and Forecasts (2021-2026)*. (Online). <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/ethyl-acetate-market>. (Diakses pada 25 Oktober 2024).
- Oktarinda, R. 2007. *Dampak Perkembangan Industri Besar Terhadap Sosial Ekonomi di Kabupaten Temanggung*. Skripsi Jurusan Perencanaan Wilayah dan Kota, Universitas Diponegoro.
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. McGraw Hill Companies: New York.
- Perry, R. H. 2007. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. McGraw Hill Companies: New York.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers: 4th ed*. Singapore: McGraw-Hill.
- Piotrowski, W., dan Kubica, R. 2021. Integration of the Process for Production of Ethyl Acetate by an Enhanced Extraction Process. *Processes*. 9(8): 1425.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford.
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics 2nd Edition*. McGraw Hill Book Company: New York.
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. McGraw Hill: Boston.
- Sowa, J. R. Jr. 2005. *Catalysis of Organic Reactions*. Taylor and Francis: Boca Raton.
- Standar Nasional Indonesia. 2011. *Konservasi Energi pada Sistem Pencahayaan (SNI 6197: 2011)*. Badan Standarisasi Nasional: Jakarta.
- Syukran, M., Agustang, A., Idkhan, A. M., dan Rifdan. 2022. Konsep Organisasi dan Pengorganisasian Dalam Perwujudan Kepentingan Manusia. *Jurnal Manajemen Sumber Daya Manusia*. Vol. 9(1): 99-105.

- Towler, G., dan Sinnott, R. 2013. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. 2nd ed. Oxford, UK: Elsevier.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. *Tentang Ketenagakerjaan*. (Online). http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf. (Diakses pada Tanggal 28 Februari 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007. *Tentang Perseroan Terbatas*. (Online). <https://www.ojk.go.id/sustainable-finance/id/peraturan/undang-undang/Documents/5.%20UU-40-2007%20PERSEROAN%20TERBATAS.pdf>. (Diakses pada Tanggal 28 April 2025).
- Utami, P.D.Y. 2020. Pengaturan Pendaftaran Badan Usaha Bukan Badan Hukum Melalui Sistem Administrasi Badan Usaha. *Jurnal Komunikasi Hukum (JKH)*. Vol. 6(1): 1-19.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill.
- Yazykov., Artem Viktorovych. *Catalyst for The Vapor-Phase Heterogeneous Catalytic Dehydrogenation of Ethanol to Ethyl Acetate, Method for Producing Ethyl Acetate, and Method for Removing Impurities from the Ethanol Dehydrogenation Reaction*. Ukraina Paten No. 066136 A1.

LAMPIRAN I

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 54.000 ton/tahun
Operasi Pabrik	: 300 hari/tahun
Basis	: 1 jam operasi
Satuan Massa	: kg (kilogram)
Bahan baku	: Etanol
Produk	: Etil Asetat

Kapasitas produksi Etil Asetat kilogram per jam:

$$= \frac{54.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 7.500 \text{ kg}$$

Kemurnian Etil Asetat = 96,3% (*Sumber* : WO2024/173679A2/
HASABNIS)

Impurities = 3,7 %

Etil Asetat = kemurnian etil asetat $\times$ kapasitas produksi
 = 96,3 % $\times$ 7.500 kg
 = 7.222,5 kg

Dapat dihitung jumlah mol Etanol bereaksi menjadi etil asetat dan impurities dengan kadar air sebesar 3,7 % (*Sumber* : WO2024/173679A2/ HASABNIS)

Mol Etanol bereaksi = $\dot{m} \times \text{BM etanol}$
 = 156.6842 kmol/jam

Impurities = 3,7 % $\times$ $\dot{m}$ kg
 = 589.1957 kg

Etanol terkonversi menjadi etil asetat sebanyak 50 % (*Sumber*: BR 112014017395BI)



$$\begin{aligned}
 \text{Feed Etanol} &= \frac{\text{koefisien etanol}}{\text{koefisien etil asetat}} \times \text{mol Etanol Bereaksi} \times \frac{1}{\text{konversi etanol}} \times \\
 &\quad \frac{1}{\text{selektivitas katalis}} \\
 \text{Koef stokiometri} &= \frac{2}{1} \\
 &= \frac{2}{1} \times 156.6842 \text{ kmol/jam} \times \frac{1}{50\%} \times \frac{1}{94\%} \\
 &= 333.3706 \text{ kmol/jam} \\
 &= 15335.0472 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk memproduksi Etil Asetat 54.000 ton/tahun, dibutuhkan bahan baku Etanol sebanyak :

1. Etanol (Sumber: PT Indoacidatam)

- Etanol = 96,5%
- Impuritis = 3,5%

Kebutuhan etanol untuk produksi sebesar 15335.0472 kg/jam. Maka, total bahan baku yang diperlukan dari PT Indo Acidatama yaitu,

$$\begin{aligned}
 &= \frac{100}{96,5} \times 15335.0472 \text{ kg/jam} \\
 &= 15335.0472 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan kandungan impurities pada etanol sebesar

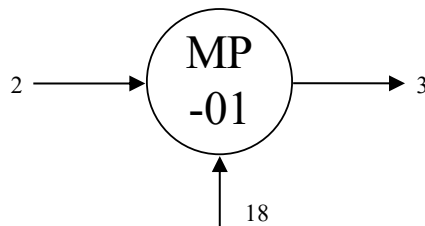
$$\begin{aligned}
 &= 3,5 \% \times 15335.0472 \text{ kg/jam} \\
 &= 589.1970 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

PERHITUNGAN NERACA MASSA

1. MIXING POINT-01 (MP-01)

Fungsi : untuk mencampurkan aliran *recycle* dan *feed* etanol

Gambar :



Keterangan:

Aliran 2 : Aliran *Feed* Etanol dari Tangki Etanol (T-01)

Aliran 18 : Aliran *Recycle* Etanol dari ACC-01

Aliran 3 : Aliran *Output Mixing Point* 01 (MP-01)

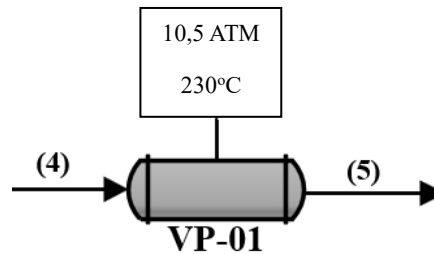
Neraca Massa Mixing Point (MP-01)

Komponen	Input				Output	
	Aliran 2		Aliran 18		Aliran 3	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Etanol	333.3706	15,335.0472	-	-	333.3706	15,335.0472
Air	32.7332	589.1970	-	-	32.7332	589.1970
Etil Asetat	-	-	-	-	-	-
Sub Total	366.1038	15,924.2442	-	-	366.1038	15,924.2442
Total (kmol)	366.1038				366.1038	
Total (kg)	15,924.2442				15,924.2442	

2. *VAPPORIZER-01 (VP-01)*

Fungsi : Menguapkan reaktan *fresh feed* etanol dari T-01.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 4 : Aliran Massa dari MP-01 Masuk ke VP-01

Aliran 5 : Aliran Massa Keluar dari VP-01

Neraca Massa Vapporizer-01 (VP-01)

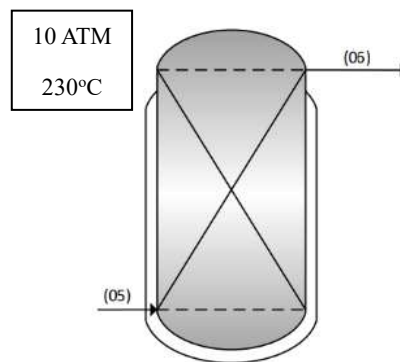
Komponen	Input		Output	
	Aliran 4		Aliran 5	
	kmol	kg	kmol	kg
Etanol	333.3706	15,335.0472	333.3706	15,335.0472
Air	32.7332	589.1970	32.7332	589.1970
Total	336.1038	15.924.2442	336.1038	15.924.2442

3. REAKTOR-01 (R-01)

Fungsi : Sebagai tempat bereaksinya etanol menjadi etil asetat dan hidrogen dengan produk samping butanol dan air

Jenis : Reaktor *Fixed Bed* dengan katalis CuO-ZnO-ZrO₂-Al₂O₃ (Sumber : WO 2022/066136AI)

Gambar :



Keterangan:

Aliran 5 : Aliran *Output Mixing Point* (MP-01)

Aliran 6 : Aliran Produk Reaktor-01 (R-01)

Data Operasi :

Kondisi Operasi (Sumber : WO2024/173679A2/ HASABNIS)

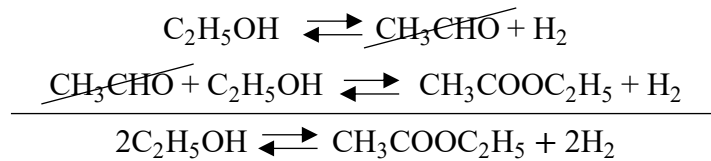
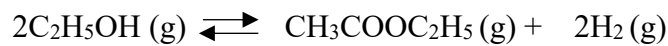
Temperatur : 230°C

Tekanan : 10 atm

a) Konversi etil asetat menjadi produk 50% (Sumber : WO2024/173679A2/ HASABNIS)

b) Komponen umpan reaktor

Komponen	Input	
	Aliran dari Mp-01	
	kmol	Kg
Etanol	333.3706	15,335.0472
Air	32.7332	589.1970
Etil Asetat	-	-
Total	336.1038	15.924.2442

Reaksi**1. Reaksi 1 pada R-01 Etanol menjadi Etil Asetat**

M:	333.3706	-	-
R :	156.6842	78.3421	156.6842
S :	176.6864	78.3421	156.6842

Perhitungan Neraca Massa Reaksi 1:

Konversi etanol menjadi etil asetat yaitu 50 % (*Sumber:* : WO2024/173679A2/HASABNIS)

Mol etanol mula-mula	= 333.3706 kmol
Mol etanol bereaksi	= $\dot{m} \times \text{BM etanol}$
menjadi etil asetat	= 78.3421 kmol/jam
Mol etanol sisa	= mol mula mula – 2 x mol etanol bereaksi
	= 333.3706 kmol – 156.6842 kmol
	= 176.6864 kmol
Hidrogen yang terbentuk	= 2 × mol bereaksi etanol
	= 2 × 78.3421 kmol
	= 156.6842 kmol

2. Reaksi 2 pada R-01 Etanol menjadi Butanol dan Air

M:	333.3706	-	-
R :	10.00111773	5.0006	5.0006
S :	323.3695	5.0006	5.0006

Perhitungan Neraca Massa Reaksi 2:

Mol etanol mula mula = 333.3706 kmol

Selektivitas etil asetat 94 % maka didapatkan 6% produk samping yang terbentuk:

(Sumber : WO 2022/066136AI)

Mol etanol bereaksi = mol etanol mula-mula x konversi etil asetat x selektivitas

$$= 333.3706 \times 50\% \times 6\%$$

$$= 10.00111773 \text{ kmol}$$

Mol etanol sisa = mol etanol mula mula – mol etanol bereaksi

$$= 333.3706 \text{ kmol} - 10.00111773 \text{ kmol}$$

$$= 323.3706 \text{ kmol}$$

Butanol yang terbentuk = $1/2 \times$ mol etanol bereaksi

$$= 1/2 \times 10.00111773 \text{ kmol}$$

$$= 5.0006 \text{ kmol}$$

Air yang terbentuk = $1/2 \times$ mol etanol bereaksi

$$= 1 \times 10.00111773 \text{ kmol}$$

$$= 5.0006 \text{ kmol}$$

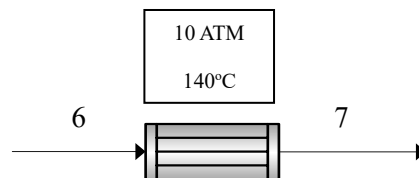
Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Input		Output	
	Aliran 5		Aliran 6	
	Kmol	Kg	kmol	kg
Etanol	333.3706	15,335.0472	166.6853	7,667.5236
Etil Asetat	-	-	78.3421	6,894.1038
Hidrogen	-	-	156.6842	313.3684
Butanol	-	-	5.0006	370.0414
Air	32.7332	589.1970	37.7337	679.2071
Total	366.1038	15,924.2442	444.4458	15,924.2442

4. PARTIAL CONDENSER-01 (PC-01)

Fungsi : Sebagai tempat mengkondensasikan output dari Reaktor R-01 menjadi campuran *gas-liquid*.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 6 : Aliran dari reaktor - 01 (R-01)

Aliran 7 : Aliran *output Partial Condenser-01* (PC-01)

Kondisi operasi :

$$T = 140^{\circ}\text{C} = 413,15 \text{ K}$$

$$P_t = 10 \text{ atm}$$

Diketahui Persamaan *Antoine*:

$$\log_{10}(P) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \quad (\text{Sumber: Yaws, 1999})$$

$$P_i^* = \exp \left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \right)$$

Di mana :

Z_f : fraksi komponen *feed*

P_i^* : tekanan uap parsial komponen

P : tekanan

P_t : Tekanan Operasi

y : fraksi mol *vapor*

x : fraksi mol *liquid*

D : *Vapor* Produk

W : *Liquid* produk

Diketahui data konstanta tekanan uap komponen murni:

Komponen	A	B	C	D	E
----------	---	---	---	---	---

Etanol	23,8842	-2864,20	-5,05	-3,74E-11	2,74E-07
Etil Asetat	0,6955	-2249,80	5,46	-1,95E-02	1,24E-05
Hidrogen	3,4132	-41,32	1,09	-6,69E-10	1,46E-04
Butanol	39,6673	-4001,70	-10,30	-3,26E-10	8,67E-07
Air	29,8600	-3152,20	-7,30	2,42E-09	1,81E-06

Tekanan uap parsial masing-masing komponen

Komponen	BM	Pi* (atm)
Etanol	46,07	0.0005
Etil Asetat	88,10	0.0006
Hidrogen	2,02	2.E+28
Butanol	74,12	0.0006
Air	18,01	0.0006

Diketahui Persamaan:

$$K_i = \frac{P_i^*}{P_t} \quad (\text{Sumber: Hukum Raoult})$$

$$xW = (zF \left(\frac{W}{D} + 1 \right)) / (K_i + \frac{W}{D}) \quad (\text{Sumber: Treyball, R.E., 1980})$$

$$xW = \frac{yD}{K_i}$$

Dengan trial dan error didapatkan nilai $W/D = 1,9271$

Fraksi Uap-Liquid

Komponen	Aliran 6		zF (fraksi mol)	Ki	xW	yD
	Kmol	kg				
Etanol	166.6853	7,667.5236	0.3750	0.0000	0.5794	0.0000
Etil Asetat	78.3421	6,894.1038	0.1763	0.0000	0.2723	0.0000
Hidrogen	156.6842	313.3684	0.3525	6.E+26	0.0000	0.9996

Butanol	5.0006	370.0414	0.0113	0.0000	0.0174	0.0000
Air	37.7337	679.2071	0.0849	0.0000	0.1312	0.0000
Total	444.4458	15,924.2442	1,00		1.0002	0.9996

Neraca massa untuk *Partial Condensor*:

$$F = W + D$$

Keterangan:

F : Laju alir *feed*

D : Laju alir *vapor output*

W : Laju alir *liquid output*

Diketahui:

$$F = 444.446 \text{ kmol}$$

Perhitungan:

$$\frac{W}{D} = 1.8355 \text{ (Melalui trial and error).}$$

$$W = 1.8355 \cdot D$$

$$F = 1.8355 D + D = 2.8355 D$$

$$\therefore D = 156.746 \text{ kmol}$$

$$W = 287.700 \text{ kmol}$$

Aliran input PC-01

Komponen	Input	
	Kmol	Kg
Etanol	166.6853	7,667.5236
Etil Asetat	78.3421	6,894.1038
Hidrogen	156.6842	313.3684
Butanol	5.0006	370.0414

Air	37.7337	679.2071
Total	444.4458	15,924.2442

Aliran output PC-01

Komponen	Output fase uap (D)		Output fase cair (W)	
	kmol	Kg	kmol	Kg
Etanol	0.002	0.094	166.683	7,667.430
Etil Asetat	0.001	0.088	78.341	6,894.016
Hidrogen	156.684	313.368	0.000	0.000
Butanol	0.000	0.005	5.000	370.036
Air	0.001	0.009	37.733	679.198
SubTotal	156.688	313.564	287.758	15,610.680
Total (kmol)	444.4458			
Total (kg)	15,924.2442			

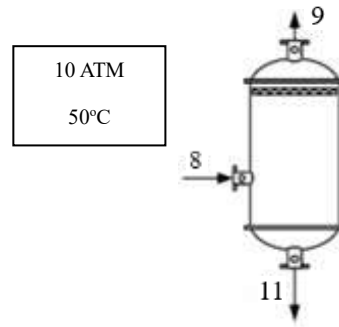
Neraca Massa *Partial Condenser*-01 (PC-01)

Komponen	Input		Output	
	Aliran 6		Aliran 7	
	Kmol	Kg	Kmol	kg
Etanol	166.6853	7,667.5236	166.6853	7,667.5236
Etil Asetat	78.3421	6,894.1038	78.3421	6,894.1038
Hidrogen	156.6842	313.3684	156.6842	313.3684
Butanol	5.0006	370.0414	5.0006	370.0414
Air	37.7337	679.2071	37.7337	679.2071
Total	444.4458	15,924.2442	444.4458	15,924.2442

5. KNOCK OUT DRUM-01 (KOD-01)

Fungsi : Sebagai tempat untuk memisahkan senyawa campuran *liquid* dan gas dari PC-01

Gambar:



Keterangan:

Aliran 8 : Aliran output PC-01 yang berupa campuran gas-*liquid*

Aliran 9 : Aliran output KOD-01 fase gas

Aliran 11 : Aliran output KOD-01 fase *liquid*

Kondisi operasi :

$$T = 50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm}$$

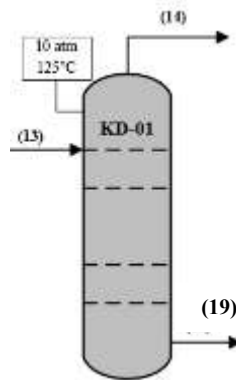
Neraca Massa Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Komponen	Input		Output			
	Aliran dari PC-01		Aliran menuju T-02 (Top)		Aliran menuju KD-01 (Bottom)	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	Kg
Etanol	166.6853	7667.5236	0.0020	0.0937	166.6833	7667.4299
Etil Asetat	78.3421	6894.1038	0.0010	0.0877	78.3411	6894.0162
Hidrogen	156.6842	313.3684	156.6842	313.3684	0.0000	0.0000
Butanol	5.0006	370.0414	0.0001	0.0052	5.0005	370.0362
Air	37.7337	679.2071	0.0005	0.0090	37.7332	679.1981
Sub Total	444,4458	15924,2442	156,6878	313,5639	287,7581	15610,6803
Total (kmol)	444,4458		444,4458			
Total (kg)	15924,2442		15924,2442			

6. KOLOM DISTILASI-01 (KD-01)

Fungsi : Memisahkan etanol dari campuran etil asetat

Gambar :



Aliran 13 : Aliran *input* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Aliran 14 : Aliran *output top* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Aliran 19 : Aliran *output bottom* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Komposisi *Feed* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Komponen	Input		
	Aliran 13		
	kmol	Kg	Xf
Etanol	166.6833	7,667.4299	0.5792
Etil Asetat	78.3411	6,894.0162	0.2722
Butanol	5.0005	370.0362	0.0174
Air	37.7332	679.1981	0.1311
Sub Total	287.7581	15,610.6803	1,00

Dari perhitungan didapat kondisi operasi KD-01 :

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373.1500 \text{ K}$$

$$P_t = 10 \text{ atm} = 7.600.0000 \text{ mmHg}$$

Diketahui persamaan *Antoine*:

$$\log_{10}(P) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \quad (\text{Sumber: Yaws, 1999})$$

$$P_i^* = \exp \left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \right)$$

Di mana data konstanta tekanan uap komponen murni berdasarkan tabel dibawah ini, sehingga didapatkan P_i^* masing-masing komponen yaitu:

Komponen	Konstanta Antoine					P_i^* (mmHg)
	A	B	C	D	E	
Etanol	23,88	-2864,20	-5,05	-3,74E-11	2,74E-07	4,076.8673
Etil Asetat	0,695	-2249,80	5,46	-1,95E-02	1,24E-05	2,934.6209
Butanol	39,67	-4001,70	-10,30	-3,26E-10	8,67E-07	969.3479
Air	29,86	-3152,20	-7,30	2,42E-09	1,81E-06	1,736.5686

(Sumber : *The Properties of Gases and Liquids 3rd Edition, APPENDIX C*)

Hasil dari *trial* dan error didapatkan kondisi masing-masing komponen pada tabel berikut:

Komponen	X_f	P_i^* (mmHg)	$K_i = (P_i^*/P_t)$	$Y_i = K_i * X_f$
Etanol	0.5792	4,076.8673	0.5364	0.3107
Etil Asetat	0.2722	2,934.6209	0.3861	0.1051
Butanol	0.0174	969.3479	0.1275	0.0022
Air	0.1311	1,736.5686	0.2285	0.0300
Total	1,00			1,00

Ditentukan :

Light Key : Etanol (Key Komponen buku Treyball hal. 434)

Heavy Key : Etil Asetat

Referensi : Etil Asetat

Destilasi LK 99,9% mol keluar dari *top*

$$\begin{aligned}
 \text{Light Key} &= [X, \text{Etanol}]_D = 99,99 \% \times 166.6833 \text{ kmol} = 166.6833 \text{ kmol} \\
 &= [X, \text{Etanol}]_B = 1,00\text{E-}08 \% \times 166.6833 \text{ kmol} = 0.0001 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Y &= \log \frac{X_D}{X_B} \\
 &= \log \frac{166.6833}{0.0001} \\
 &= 8
 \end{aligned}$$

Destilasi HK 99,99% mol keluar dari *bottom*

$$\text{Heavy Key} = [X, \text{Etil Asetat}]_D = 1,00\text{E-}08 \% \times 78.3411 \text{ kmol} = 0.0001 \text{ kmol}$$

$$= [X, \text{Etil Asetat}]_B = 99,99 \% \times 78.3411 \text{ kmol} = 78.3411 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} Y &= \log \frac{X_D}{X_B} \\ &= \log \frac{0.0001}{78.3411} \\ &= 8 \end{aligned}$$

❖ Mencari *relative volatility* tiap komponen dimana K_{ref} = etil asetat

Komponen	Ki	Kref	$\alpha = K_i/K_{ref}$	Log α
Etanol	0.5364	0.3861	1.3892	0.1428
Etil Asetat	0.3861	0.3861	1.0000	-
Butanol	0.1275	0.3861	0.3303	-0.4811
Air	0.2285	0.3861	0.5918	-0.2279

❖ Mencari Persamaan distilat/residu

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log D_i/B_i$	$X*Y$	X^2
Etanol	0.1428	8.0000	1.1422	0.0204
Etil Asetat	-	-8.0000	-	-
Total	0,2509	-	2,0072	0,0629

Persamaan linier

$$Y = AX + B$$

Di mana ;

$$\text{Slope (A)} = \frac{n \cdot \sum XY - (\sum X \cdot \sum Y)}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = 112.0648$$

$$\text{Intersept (B)} = \frac{\sum Y \cdot \sum X^2 - \sum XY \cdot \sum X}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = -8,00$$

Maka :

$$Y = 112.0648X + (-8,00)$$

Di/Bi didapatkan dengan:

$$Y = \text{Log } D_i/B_i$$

$$D_i/B_i = 10^Y$$

$$D_i = 10^Y \times B_i \dots (1)$$

$$D_i + B_i = F \dots (2)$$

Dari kedua persamaan di atas, maka didapatkan nilai D (distilat) dan B (*bottom*) berikut ini

$$F = D_i + B_i$$

$$F = 10^Y \times B_i + B_i$$

$$F = B_i (1 + 10^Y)$$

$$B = \frac{F}{\left(1 + \frac{D_i}{B_i}\right)}$$

$$D = F_i - B_i$$

Komponen	X = log α	Y = Log D_i/B_i	D_i/B_i	D (kmol)	B_i (kmol)
Etanol	0.1428	8.0000	99,999,999.00	166.6833	0.0000
Etil Asetat	-	-8.0000	0.0000	0.0000	78.3411
Butanol	-0.4811	-61.9113	0.0000	-	5.0005
Air	-0.2279	-33.5351	0.0000	-	37.7332

Dari data diatas maka :

❖ Komposisi aliran *top* (KD-01) (D)

T dan P pada *top* KD-01 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 100^\circ\text{C} = 373.15\text{ K}$$

$$P = 10\text{ atm} = 7.600.0000\text{ mmHg}$$

Komponen	(D) kmol	Kg	Y_i	P_i (mmHg)	K_i	$X_i = Y_i/K_i$
Etanol	166.6833	7,667.4299	1,00	1,841.7877	1,00	1.0004
Etil Asetat	0.0000	0.0001	0	1,524.0092	0,58	0.0000
Butanol	-	-	-	385.7777	0,28	-
Air	-	-	-	758.7198	0,45	-
Total	166.6833	7,667.4299	1			1

❖ Komposisi aliran *bottom* (KD-01) (B)T dan P pada *bottom* KD-01 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 135\text{ }^{\circ}\text{C} = 408.15\text{ K}$$

$$P = 10\text{ atm} = 7.600.000\text{ mmHg}$$

Komponen	(B) kmol	kg	Xi	Pi (mmHg)	Ki	Yi = Xi*Ki
Etanol	0.0000	0.0001	0.0000	5,425.1252	0.7138	0.0000
Etil Asetat	78.3411	6,894.0161	0.6470	3,715.6021	0.4889	0.7104
Butanol	5.0005	370.0362	0.0413	1,345.2722	0.1770	0.0219
Air	37.7332	679.1981	0.3117	2,341.9102	0.3081	0.2674
Total	121.0748	7,943.2504	1,00			1,00

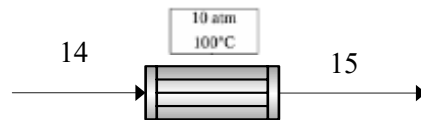
Neraca Massa Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 13		Aliran 14		Aliran 19	
	Kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Etanol	166.6833	7,667.4299	166.6833	7,667.4299	0.0000	0.0001
Etil Asetat	78.3411	6,894.0162	0.0000	0.0001	78.3411	6,894.0161
Butanol	5.0005	370.0362	-	-	5.0005	370.0362
Air	37.7332	679.1981	-	-	37.7332	679.1981
Sub Total	287.7581	15,610.6803	166.6833	7,667.4299	121.0748	7,943.2504
Total (kmol)	287.7581		287.7581			
Total (kg)	15,610.6803		15,610.6803			

7. CONDENSER-01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan produk *top* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 14 : Aliran *input* Condenser-01 (CD-01)

Aliran 15 : Aliran *output* Condenser-01 (CD-01)

Kondisi Operasi :

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373.15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm} = 14.440 \text{ mmHg}$$

Feed masuk CD-01

Komponen	Input		
	Aliran 14		
	kmol (D)	kg	Xd
Etanol	401.9305	18,488.8014	1,0000
Etil Asetat	0	0	0
Butanol	0	0	0
Air	0	0	0
Sub Total	401.9305	18,488.8014	1,0000

Neraca bahan total di *enriching section*. Di mana : (Pers 9.49 Treyball hal. 373)

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Mencari *Refluks Ratio* Minimum

$$Rm + 1 = \sum_l^n \frac{X_d}{(\alpha - \theta) / \alpha} \quad (\text{Pers 11,60 Coulson. Vol 6})$$

$$1 - q = \sum_i^n \frac{X_f}{(\alpha - \theta) / \alpha} \quad q = 1 \text{ (bubble)} \quad (\text{Pers 11,61 Coulson. Vol 6})$$

$$\theta = 0.751$$

Komponen	Xf	α	$(\alpha - \theta) / \alpha$	$\frac{X_f}{(\alpha - \theta) / \alpha}$	Xd	$\frac{X_d}{(\alpha - \theta) / \alpha}$
Etanol	1.0000	1.39E+00	0.4595	1.5664	1.0000	2,1761
Total	1,0000			0	1,0000	2,1761

$$(L/D)_m = 2.1761 - 1$$

$$= 1.1761$$

$$(L/D) = 1,2 \times (L/D)_m \quad (\text{Perry 6ed. p 13-34})$$

$$= 1,2 \times 1.1761$$

$$= 1.4113$$

$$R = 0,134$$

$$V = L + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

$$= (0,134 + 1) \times 166.6833 \text{ kmol/jam}$$

$$= 401.9305 \text{ kmol/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$= 0,134 \times 166.6833 \text{ kmol/jam}$$

$$= 235.2472 \text{ kmol/jam}$$

❖ Komposisi *Feed Condenser*-01 (CD-01) (V)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etanol	46,07	1,00	401.9305	18,488.8014
Total		1,00	401.9305	18,488.8014

❖ Komposisi *Refluks* (L)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etanol	46,07	1,00	235.2472	10,821.3715
Total		1,00	235.2472	10,821.3715

❖ Komposisi *Destilat* dari CD-01 (D)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etanol	46,07	1,00	166.6833	7,667.4299
Total		1,00	166.6833	7,667.4299

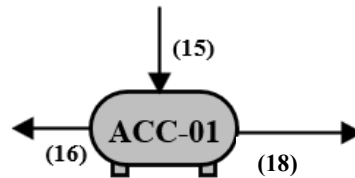
Neraca Massa Condenser-01 (CD-01)

Komponen	Input		Output			
	Aliran dari 14		Aliran 15			
			Reflux		Distilat	
	Kmol	kg	kmol	kg	kmol	Kg
Etanol	401.9305	18,488.801	235.2472	10,821.371	166.6833	7,667.429
Sub Total	401.9305	18,488.801	235.2472	10,821.371	166.6833	7,667.429
Total (kmol)	401.9305			401.9305		
Total (kg)		18,488.801		18,488.801		

8. ACCUMULATOR-01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil pengembunan dari condenser 01 (CD-01)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 15 = Aliran Massa Keluar dari CD-01 masuk ke ACC-01

Aliran 16 = Aliran Massa dari ACC-01 Masuk ke KD-01

Aliran 18 = Aliran Massa Keluar dari ACC-01 ke MP-01

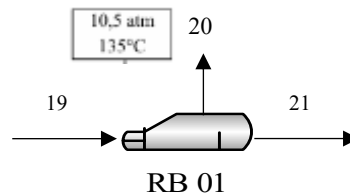
Neraca Massa Accumulator 01 (ACC-01)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Aliran (15)	Aliran (16)	Aliran (21)
Etanol	18,488.8014	10,821.3715	7,667.4299
Total		10,821.3715	7,667.4299
	18,488.8014	18,488.8014	

9. REBOILER-01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan aliran *bottom* Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 19 : Aliran input dari dari Condenser-01 (CD-01)

Aliran 20 : Aliran *reflux* Condenser-01 (CD-01)

Aliran 21 : Aliran *destilat* Condenser-01 (CD-01)

Kondisi Operasi:

$$T = 174.0311342^{\circ}\text{C} = 447.1811 \text{ K}$$

$$P = 10,5 \text{ atm} = 7,980 \text{ mmHg}$$

Feed masuk pada kondisi *bubble point* atau *saturated liquid feed*. Maka $q = 1$

Sehingga :

$$L^* = F + L$$

$$V^* = V + (q - 1) \times F$$

Neraca Total :

$$B^* = L^* - V^*$$

Dimana :

$$L^* = \text{Aliran } \textit{Trap out}$$

$$V^* = \text{Aliran } \textit{Vapor} \text{ RB-01}$$

$$F = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ KD-01}$$

$$L = \text{Aliran } \textit{Refluks} \text{ CD-01}$$

$$V = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ CD-01}$$

Dari perhitungan:

Aliran massa pada *Feed* RB-01 (*trap out*) (L^*)

$$F = 287.7581 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 235.2472 \text{ kmol} \\
 V &= 401.9305 \text{ kmol} \\
 L^* &= F + L && (\text{Pers 9,66. Treyball}) \\
 &= 287.7581 \text{ kmol} + 235.2472 \text{ kmol} \\
 &= 523.0053 \text{ kmol} \\
 V^* &= V + (q - 1) \times F \\
 &= (401.9305 + (1-1) \times 287.7581) \text{ kmol} \\
 &= 401.9305 \text{ kmol} \\
 B^* &= L^* - V^* \\
 &= 523.0053 \text{ kmol} - 401.9305 \text{ kmol} \\
 &= 121.0748 \text{ kmol} \\
 V^*/L^* &= 401.9305 \text{ kmol} / 523.0053 \text{ kmol} \\
 &= 0,768
 \end{aligned}$$

❖ Komposisi *Feed Reboiler-01* (RB-01) (L^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	Kg
Etil Asetat	88,10	0.6470	338.4090	29,779.9915
Butanol	74,12	0.3117	162.9957	2,933.9231
Air	18,01	0.0413	21.6005	1,598.4404
Total		1,0000	523.0053	34,312.3550

❖ Komposisi *Boil-Up Reboiler-01* (RB-01) (V^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	Kg
Etil Asetat	88,10	0.6470	260.0679	22,885.9755
Butanol	74,12	0.3117	125.2625	2,254.7250
Air	18,01	0.0413	16.6001	1,228.4043
Total		1,00	401.9305	26,369.1047

❖ Komposisi *Bottom* (Produk) (B*)

Komponen	BM	Xi	kmol	Kg
Etil Asetat	88,10	0.6470	78.3411	6,894.0160
Butanol	74,12	0.3117	37.7332	679.1981
Air	18,01	0.0413	5.0005	370.0362
Total		1,00	121.0748	7,943.2503

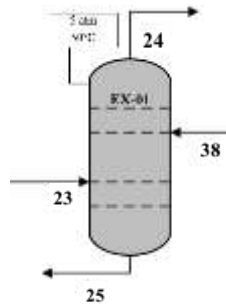
Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 19		Aliran 20		Aliran 23	
	Kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
Etil Asetat	338.4090	29,779.9915	260.0679	22,885.9755	78.3411	6,894.016
Butanol	162.9957	2,933.9231	125.2625	2,254.7250	37.7332	679.1981
Air	21.6005	1,598.4404	16.6001	1,228.4043	5.0005	370.0362
Sub Total	523.0053	34,312.3550	401.9305	26,369.1047	121.0748	7,943.2503
Total (kmol)	523.0053		523.0053			
Total (kg)	34,312.3550		34,312.3550			

10. EXTRACTOR-01 (EX-01)

Fungsi : Memisahkan fase *Aqueous* dari campuran fase *organic* menggunakan air sebagai *Solvent*.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 23 = Aliran Input dari (RB-01)

Aliran 38 = Aliran Input *Solvent*

Aliran 24 = Aliran Output *Rafinate* Menuju ke KD-03

Aliran 25 = Aliran Output Ekstrak Menuju ke KD-02

No	Komponen	(kg/jam)
1	Etil Asetat	6894.0160
2	Air	679.198
3	Butanol	370.0362
Total		7943.2503

Komponen masuk extractor yang terkandung dalam *feed*

1. Solute (C) : Butanol dan Air
2. Solven (B) : Air
3. Diluen (A) : Etil Asetat

Banyaknya komponen yang terkandung di dalam *feed*

1. Solute (C) : Massa butanol + Massa Air = 1049.2342 Kg
2. Solven (B) : Air = 0 kg

3. Diluen (A) : Massa Etil Asetat = 6894.0160kg

Persentase komponen feed

$$\begin{aligned}\text{Solute} &= \text{Massa solute} : (\text{Massa solute} + \text{Massa Diluent}) \times 100\% \\ &= 0.13209\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diluent} &= \text{Massa Diluent} : (\text{Massa Diluent} + \text{Massa solute}) \times 100\% \\ &= 0.86791\end{aligned}$$

Menghitung banyaknya solvent yang digunakan

$$\text{Diketahui} : X_f = 0.1321$$

$$\text{Maka } X_f' = X_f / 1 - X_f$$

$$X_f' = 0.1321 / 1 - 0.1321$$

$$X_f' = 0.1522$$

Dari literatur (*Perry's Chemical Engineering Handbook*) dengan memakai solubilitas maka diperoleh data keseimbangan:

x'	0,000	0,100	0,300	0,500	0,700	0,900	0,110	0,130
y'	0,000	0,030	0,100	0,160	0,230	0,300	0,360	0,430

$$\text{Diketahui} : X_f = 0.1321$$

Dilakukan interpolasi untuk mendapatkan nilai Y'

$$\begin{aligned}Y' &= \frac{X_f - X'O}{X - X'O} + \frac{XO - X_f}{X - X'O} \times X_f \\ Y' &= \frac{0.1321 - 0.000}{0.100 - 0.000} + \frac{0.000 - 0.1321}{0.100 - 0.000} \times 0.0042 \\ Y' &= 0.0300\end{aligned}$$

Diinginkan butanol yang terekstrak dari $feed = 100\%$ (Butanol dan air terlarut sempurna di dalam air) (ATSDR, 2024)

$$\text{Butanol yang terekstrak} = 0.3565 \text{ kg}$$

Dikarenakan butanol dan air larut sempurna maka kandungan solute dalam rafinat = 0

$$X_{np} = 0 \text{ kg}$$

$$X_{np}' = 0 \text{ kg}$$

Solvent yang digunakan pure sehingga fraksi massa solute (Y_s) dan (Y_s') = 0

Banyaknya solvent yang dibutuhkan

$$\frac{A}{B} = \frac{Y_i - Y_{is}}{X_{if} - X_{inp}}$$

$$B = 34974.4746 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung Jumlah ekstrak dalam rafinat

$$F + B = M = E + R$$

$$M = F + B$$

$$M = 42917.7249 \text{ kg/jam}$$

$$X_m = \frac{F \cdot X_f - b \cdot Y_s}{M}$$

$$X_m = 0.0245$$

- Jumlah ekstrak yang dihasilkan

$$E = \frac{M(X_m - X_{np})}{Y_a - X_{np}}$$

$$E = 36035.9498 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah rafinate yang dihasilkan

$$R = M - E$$

$$R = 6881.7751 \text{ Kg/jam)$$

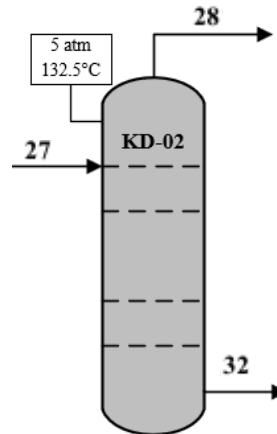
Neraca Massa Ekstraktor-01

Komponen	<i>Input</i>		<i>Output</i>	
	<i>Feed</i>	<i>Solvent</i>	Ekstrak	Rafinat
	Kg	kg	kg	Kg
Etil Asetat	6894.0160	0.0000	75.8342	6818.1818
Air	679.1981	34974.4746	35653.3161	0.3565
Butanol	370.0362	0.0000	177.6174	192.4188
Total	7943.2503	34974.4746	36035.9498	6881.7751
	42917.7249		42917.7249	

11. KOLOM DISTILASI-02 (KD-02)

Fungsi : *Recycle* Aliran Ekstrak Output EX-01

Gambar :



Keterangan :

Aliran 27 : Aliran Ekstrak dari EX-01 Masuk ke KD-02

Aliran 28 : Aliran *Top Product* Keluar dari KD-02 ke MP-03

Aliran 32 : Aliran *Bottom Product* Keluar dari KD-02 ke MP-02

Komposisi *Feed* Kolom Distilasi-02 (KD-02)

Komponen	Input		
	Aliran 27		
	kmol	Kg	Xf
Etil Asetat	0.8618	75.8342	0.0004
Air	1,980.7398	35,653.3161	0.9984
Butanol	2.4002	177.6174	0.0012
Sub Total	1,984.0018	35,906.7677	1,00

Dari perhitungan didapat kondisi operasi KD-02 :

$$T = 132.4636066^{\circ}\text{C} = 405.6136 \text{ K}$$

$$P_t = 5 \text{ atm} = 3,800.01 \text{ mmHg}$$

Diketahui persamaan *Antoine*:

$$\log_{10}(P) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T \quad (\text{Sumber: Yaws, 1999})$$

$$P_i^* = \exp \left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \right)$$

Di mana data konstanta tekanan uap komponen murni berdasarkan tabel dibawah ini, sehingga didapatkan P_i^* masing-masing komponen yaitu:

Komponen	Konstanta <i>Antoine</i>					P_i^* (mmHg)
	A	B	C	D	E	
Etil Asetat	23,88	-2864,20	-5,05	-3,74E-11	2,74E-07	3,504.1826
Air	0,69	-2249,80	5,46	-1,95E-02	1,24E-05	2,174.2780
Butanol	39,66	-4001,70	-10,30	-3,26E-10	8,67E-07	1,240.4609

(Sumber : *The Properties of Gases and Liquids 3rd Edition, APPENDIX C*)

Hasil dari trial dan error didapatkan kondisi masing-masing komponen pada tabel berikut:

Komponen	X_f	P_i^* (mmHg)	$K_i = (P_i^*/P_t)$	$Y_i = K_i \times X_f$
Etil Asetat	0.0004	3,504.1826	0.9222	0.0004
Air	0.9984	2,174.2780	0.5722	0.5712
Butanol	0.0012	1,240.4609	0.3264	0.0004
Total	1,00			1,00

Ditentukan :

Light Key : Etil Asetat (Key Komponen buku Treyball hal. 434)

Heavy Key : Air (H_2O)

Referensi : Air (H_2O)

Destilasi LK 99,9% mol keluar dari *top*

$$m \log a + b = \log \frac{X_D}{X_B}, \text{ Di mana :}$$

$$m = \{(\log[XD/XB]_{LK} - \log[XD/XB]_{HK}) / (\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK})\} \quad (\text{Van Winkle Pg. 291})$$

$$m = 24.6172$$

$$b = -6.0000$$

❖ Mencari *relative volatility* tiap komponen dimana $K_{ref} = \text{air}$

Komponen	Ki	Kref	$\alpha = K_i/K_{ref}$	Log α
Etil Asetat	0.9222	0.3264	2.82E+00	0.451003647
Air	0.5722	0.3264	1.75E+00	0.243731996
Butanol	0.3264	0.3264	1.00E+00	0

❖ Mencari Persamaan distilat/residu

Komponen	X = log α	Y = Log Di/Bi	X*Y	X ²
Etil Asetat	0.0000	-6.0000	0.0000	0.0000
Air	0.2437	0.0000	0.0000	0.0594
Total	0.2437	-6.0000	0.0000	0.0594

Persamaan linier

$$Y = AX + B$$

dimana ;

$$\text{Slope (A)} = \frac{n \cdot \sum XY - (\sum X \cdot \sum Y)}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = 24.6172$$

$$\text{Intersept (B)} = \frac{\sum Y \cdot \sum X^2 - \sum XY \cdot \sum X}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = -6$$

Maka :

$$Y = 24.6172X + (-6)$$

Di/Bi didapatkan dengan:

$$Y = \text{Log Di/Bi}$$

$$\text{Di/Bi} = 10^Y$$

$$\text{Di} = 10^Y \times \text{Bi} \dots (1)$$

$$\text{Di} + \text{Bi} = F \dots (2)$$

Dari kedua persamaan di atas, maka didapatkan nilai D (distilat) dan B (*bottom*) berikut ini

$$F = \text{Di} + \text{Bi}$$

$$F = 10^Y \times \text{Bi} + \text{Bi}$$

$$F = \text{Bi} (1 + 10^Y)$$

$$B = \frac{F}{\left(1 + \frac{D_i}{B_i}\right)}$$

$$D = F_i - B_i$$

Komponen	X = log α	Y = Log Di/Bi	Di/Bi	D (kmol)	B (kmol)
Etil Asetat	0.4510	5.102447911	126604.1411	0.8617	0.0000
Air	0.2437	0	1	0.0000	1,980.7398
Butanol	0	-5.999999566	1E-06	2.4002	0.0000

Dari data diatas maka :

❖ Komposisi aliran *top* (KD-02) (D)

T dan P pada *top* KD-02 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 90^\circ\text{C} = 363.1500 \text{ K}$$

$$P = 5 \text{ atm} = 3,800.01 \text{ mmHg}$$

Komponen	(D) kmol	Kg	Yi	Pi (mmHg)	Ki	Xi = Yi/Ki
Etil Asetat	0.8617	75.8336	2.64E-01	1.14E+03	2.99E-01	7.91E-02
Air	0.0000	0.0000	0.00E+00	5.25E+02	1.38E-01	0.00E+00
Butanol	2.4002	177.6174	7.36E-01	254.7427	0.0670	4.93E-02
Total	3.2620	253.4509	1,00			1,00

❖ Komposisi aliran *bottom* (KD-02) (B)

T dan P pada *bottom* KD-02 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 145^\circ\text{C} = 418.1500\text{K}$$

$$P = 5,5 \text{ atm} = 4180 \text{ mmHg}$$

Komponen	(B) kmol	Kg	Xi	Pi (mmHg)	Ki	Yi = Xi*Ki
Etil Asetat	0.0000	0.0006	0.0000	1.14E+03	2.99E-01	1.03E-09
Air	1,980.7398	35,653.3161	1.0000	5.25E+02	1.38E-01	0.1382
Butanol	0.0000	0.0000	0.0000	2.55E+02	6.70E-02	0.0000
Total	1,980.7398	35,653.3167	1,00			1,00

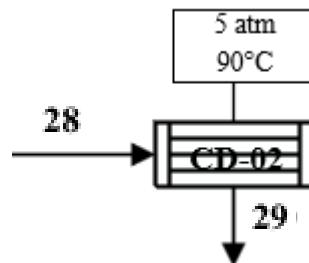
Neraca Massa Kolom Distilasi-02 (KD-02)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 27		Aliran 28		Aliran 32	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
Etil Asetat	0.8618	75.8342	0.8617	75.8336	0.0000	0.0006
Air	1,980.7398	35,653.3161	0.0000	0.0000	1,980.7398	35,653.3161
Butanol	2.4002	177.6174	2.4002	177.6174	0.0000	0.0000
Sub Total	1,984.0018	35,906.7677	3.2620	253.4509	1,980.7398	35,653.31
Total (kmol)	1,984.0018		1,984.0018			
Total (kg)	35,906.7677		35,906.7677			

12. CONDENSER-02 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan produk *top* Kolom Distilasi-02 (KD-02)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 28 : Aliran *Top Product* dari KD-02 ke CD-02

Aliran 29 : Aliran Massa dari CD-02 ke ACC-02

Kondisi Operasi :

$$T = 90^{\circ}\text{C} = 363.1500 \text{ K}$$

$$P = 5 \text{ atm} = 3,800.01 \text{ mmHg}$$

Feed masuk CD-02

Komponen	Input		
	Aliran 28		
	Kmol	kg	Xd
Etil Asetat	6.7418	593.2775	0.2642
Butanol	18.7780	1,389.5742	0.7358
Sub Total	25.5198	1,982.8517	1.0000

Neraca bahan total di *enriching section*. dimana : (Pers 9.49 Treyball hal. 373)

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Mencari *Refluks Ratio* Minimum

$$Rm + 1 = \sum_l^n \frac{x_d}{(\alpha - \theta) / \alpha}$$

(Pers 11,60 Coulson. Vol 6)

$$1 - q = \sum_i^n \frac{x_i f_i}{(\alpha - \theta) / \alpha}, \quad q = 1 \text{ (bubble)} \quad (\text{Pers 11,61 Coulson. Vol 6})$$

$$\theta = 0.883236848886$$

Komponen	Xf	α	$(\alpha - \theta) / \alpha$	$\frac{Xf}{(\alpha - \theta) / \alpha}$	Xd	$\frac{Xd}{(\alpha - \theta) / \alpha}$
Etil Asetat	0.0004	2.8249	0.6873	0.0002	0.2642	0.3843
Butanol	0.0004	1.0000	0.1168	0.0034	0.7358	6.3018
TOTAL	0.0008	2.8249	0.6873	0.0002	1.0000	6.6862

$$\begin{aligned} (L/D)_m &= 6.6862 - 1 \\ &= 5.6862 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L/D) &= 1,2 \times (L/D)_m & (\text{Perry 6ed. p 13-34}) \\ &= 1,2 \times 5.6862 \\ &= 6.8234 \end{aligned}$$

$$R = 6.8324$$

$$\begin{aligned} V &= L + D \\ &= (R + 1) \times D \\ &= 25.5198 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= R \times D \\ &= 6.8234 \times 3.2620 \text{ kmol/jam} \\ &= 22.2578 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

❖ Komposisi *Feed Condenser-02* (CD-02) (V)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	0.2642	6.7418	593.2775
Butanol	74,12	0.7358	18.7780	1,389.5742
Total		1,00	25.5198	1,982.8517

❖ Komposisi *Refluks* CD-02 (L)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	0.2642	6.7418	593.2775
Butanol	74,12	0.7358	18.7780	1,389.5742
Total		1,00	25.5198	1,982.8517

❖ Komposisi *Destilat* dari CD-02 (D)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	0.2642	6.7418	593.2775
Butanol	74,12	0.7358	18.7780	1,389.5742
Total		1,00	25.5198	1,982.8517

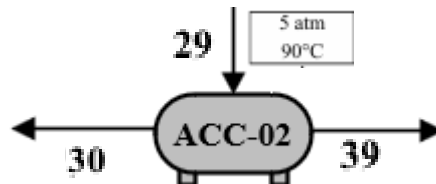
Neraca Massa Condenser-02 (CD-02)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 28		Aliran 29			
			Reflux		Distilat	
	Kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
Etil Asetat	6.7418	593.2775	5.8800	517.4439	0.8617	75.8336
Butanol	18.7780	1,389.5742	16.3778	1,211.9569	2.4002	177.6174
Sub Total	25.5198	1,982.8517	22.2578	1,729.4008	3.2620	253.4509
Total (kmol)	25.5198		25.5198			
Total (kg)	1,982.8517		1,982.8517			

13. ACCUMULATOR – 02 (ACC-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil pengembunan dari condenser 02 (CD-02)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 29 = Aliran Output dari CD-02 ke ACC-02

Aliran 30 = Aliran Massa dari ACC-02 ke KD-02

Aliran 39 = Aliran Output dari ACC-02 ke MP-03

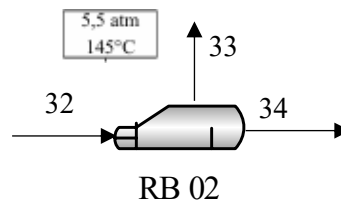
Neraca Massa Accumulator 02 (ACC-02)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Aliran (29)	Aliran (30)	Aliran (39)
Etil Asetat	593.2775	517.4439	75.8336
Butanol	1,389.5742	1,211.9569	177.6174
Total		1,729.4008	253.4509
	1,982.8517	1,982.8517	

14. REBOILER-02 (RB-02)

Fungsi : Menguapkan aliran *bottom* Kolom Distilasi-02 (KD-02)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 32 : Aliran Bottom Product dari KD-02 ke RB-02

Aliran 33 : Aliran Massa dari RB-02 masuk ke KD-02

Aliran 34 : Aliran Massa Keluar dari RB-02 ke MP-02

Kondisi Operasi:

$$T = 145^{\circ}\text{C} = 418.1500 \text{ K}$$

$$P = 5,5 \text{ atm} = 4180 \text{ mmHg}$$

Feed masuk pada kondisi *bubble point* atau *saturated liquid feed*. Maka $q = 1$

Sehingga :

$$L^* = F + L$$

$$V^* = V + (q - 1) \times F$$

Neraca Total :

$$B^* = L^* - V^*$$

Dimana :

$$L^* = \text{Aliran } \textit{Trap out}$$

$$V^* = \text{Aliran } \textit{Vapor} \text{ RB-02}$$

$$F = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ KD-02}$$

$$L = \text{Aliran } \textit{Refluks} \text{ CD-02}$$

$$V = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ CD-02}$$

Dari perhitungan:

Aliran massa pada *Feed* RB-02 (*trap out*) (L^*)

$$F = 1,984.0018 \text{ kmol}$$

$$L = 22.2578 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}
 V &= 25.5198 \text{ kmol} \\
 L^* &= F + L && (\text{Pers 9,66. Treyball}) \\
 &= 1,984.0018 \text{ kmol} + 22.2578 \text{ kmol} \\
 &= 2,006.2596 \text{ kmol} \\
 V^* &= V + (q - 1) \times F \\
 &= (25.5198 + (1-1) \times 1,984.0018) \text{ kmol} \\
 &= 25.5198 \text{ kmol} \\
 B^* &= L^* - V^* \\
 &= 2,006.2596 \text{ kmol} - 25.5198 \text{ kmol} \\
 &= 1,980.7398 \text{ kmol} \\
 V^*/L^* &= 25.5198 \text{ kmol} / 2,006.2596 \text{ kmol} \\
 &= 0,01272
 \end{aligned}$$

❖ Komposisi *Feed Reboiler-02* (RB-02) (L^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Air	18,01	1.00	2,006.2596	36,112.6729
Total		1,00	2,006.2596	36,112.6729

❖ Komposisi *Boil-Up Reboiler-02* (RB-02) (V^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	Kg
Air	18,01	1.00	25.5198	459.3568
Total		1,00	25.5198	459.3568

❖ Komposisi *Bottom* (Produk) (B^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Air	18,01	1.00	1,980.7398	35,653.3161
Total		1,00	1,980.7398	35,653.3161

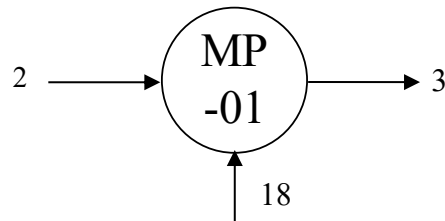
Neraca Massa Reboiler-02 (RB-02)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 32		Aliran 33		Aliran 34	
	kmol	Kg	kmol	Kg	kmol	kg
Air	2,006.2596	36,112.6729	25.5198	459.3568	1,980.7398	35,653.3161
Sub Total	2,006.2596	36,112.6729	25.5198	459.3568	1,980.7398	35,653.3161
Total (kmol)	2,006.2596		2,006.2596			
Total (kg)	36,112.6729		36,112.6729			

15. MIXING POINT-01 Recycle (MP (R) -01)

Fungsi : untuk mencampurkan aliran *recycle* dan *feed* etanol

Gambar :



Keterangan:

Aliran 2 : Aliran Massa dari T-01 Masuk ke MP-01

Aliran 18 : Aliran Massa *Liquid* Masuk dari ACC-01 *directcycle* ke MP-01

Aliran 3 : Aliran Massa Keluar dari MP-01 ke VP-01

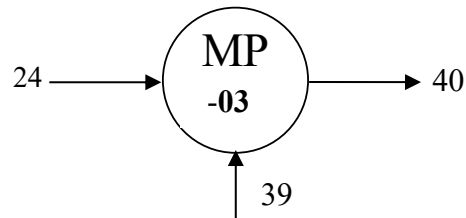
Neraca Massa Mixing Point Recycle (MP-01 (R))

Komponen	Input				Output	
	Aliran dari 2		Aliran dari 18		Aliran 3	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Etanol	166.6873	7,667.6173	166.6833	7,667.4299	333.3706	15,335.0472
Sub Total	166.6873	7,667.6173	166.6833	7,667.4299	333.3706	15,335.0472
Total (kmol)	333.3706				333.3706	
Total (kg)	15,335.0472				15,335.0472	

16. MIXING POINT-03 (MP-03)

Fungsi : Untuk mencampurkan *rafinat* dari EX01 dan *top product* dari KD02

Gambar :



Keterangan:

Aliran 24 : Aliran *Rafinate* dari EX-01 Masuk ke MP-03

Aliran 40 : Aliran *Top Product* dari KD-02 *direcycle* ke MP-03

Aliran 39 : Aliran Massa Keluar dari MP-03 ke KD-03

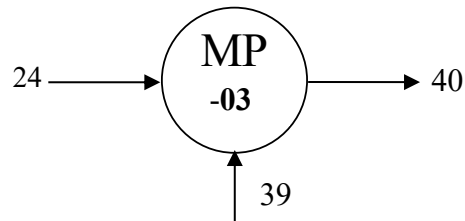
Neraca Massa Mixing Point – 03 (MP-03)

Komponen	Input				Output	
	Aliran dari 24		Aliran dari 39		Aliran 40	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Butanol	2.6003	192.4188	0	0	2.6003	192.4188
Etil Asetat	77.4793	6,818.1818	0	0	77.4793	6,818.1818
Sub Total	80.0796	7,010.6007	0	0	80.0796	7,010.6007
Total (kmol)	80.0796					
Total (kg)	7,010.6007					

17. MIXING POINT-03 Recycle (MPR-03)

Fungsi : Untuk mencampurkan *rafinat* dari EX01 dan *top product* dari KD02

Gambar :



Keterangan:

Aliran 24 : Aliran Rafinate dari EX-01 Masuk ke MP-03

Aliran 39 : Aliran Top Product dari KD-02 direcycle ke MP-03

Aliran 40 : Aliran Massa Keluar dari MP-03 ke KD-03

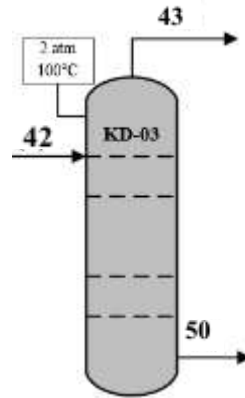
Neraca Massa Mixing Point Recycle– 03 (MPR-03)

Komponen	Input				Output	
	Aliran dari 24		Aliran dari 39		Aliran 40	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Butanol	0.2000	14.8014	2.4002	177.6174	2.6003	192.4188
Etil Asetat	76.6176	6,742.3483	0.8617	75.8336	77.4793	6,818.1818
Sub Total	76.8176	6,757.1497	3.2620	253.4509	80.0796	7,010.6007
Total (kmol)	80.0796					
Total (kg)	7,010.6007					

18. KOLOM DISTILASI-03 (KD-03)

Fungsi : Untuk memisahkan produk etil asetat dari campuran lainnya.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 42 : Aliran *Recycle* dari MP-03 Masuk ke KD-03

Aliran 43 : Aliran *Top Product* Keluar dari KD-03 ke CD-03

Aliran 50 : Aliran *Bottom Product* Keluar dari KD-03 ke T-03

Komposisi *Feed* Kolom Distilasi-03 (KD-03)

Komponen	Input		
	Aliran 42		
	kmol	Kg	Xf
Etil Asetat	77.4793	6,818.1818	0.9673
Butanol	2.6003	192.4188	0.0325
Air	0.0198	0.3565	0.0002
Sub Total	80.0994	7,010.9572	1.0000

Dari perhitungan didapat kondisi operasi KD-03 :

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373.1500 \text{ K}$$

$$P_t = 2 \text{ atm} = 1,520.0000 \text{ mmHg}$$

Diketahui persamaan Antoine:

$$\log_{10}(P) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \quad (\text{Sumber: Yaws, 1999})$$

$$P_i^* = \exp \left(A + \frac{B}{T} + C \cdot \log_{10}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \right)$$

Di mana data konstanta tekanan uap komponen murni berdasarkan tabel dibawah ini, sehingga didapatkan P_i^* masing-masing komponen yaitu:

Komponen	Konstanta Antoine					P_i^* (mmHg)
	A	B	C	D	E	
Etil Asetat	23,88	-2864,20	-5,05	-3,74E-11	2,74E-07	1,524.0092
Air	0,69	-2249,80	5,46	-1,95E-02	1,24E-05	758.7198
Butanol	39,66	-4001,70	-10,30	-3,26E-10	8,67E-07	385.7777

(Sumber : *The Properties of Gases and Liquids 3rd Edition, APPENDIX C*)

Hasil dari trial dan error didapatkan kondisi masing-masing komponen pada tabel berikut:

Komponen	X_f	P_i^* (mmHg)	$K_i = (P_i^*/P_t)$	$Y_i = K_i \times X_f$
Etil Asetat	0.9673	1,524.0092	1.0026	0.9698
Butanol	0.0325	385.7777	0.2538	0.0082
Air	0.0002	758.7198	0.4992	0.0001
Total	1,00			1,00

Ditentukan :

Light Key : Etil Asetat (Key Komponen buku Treyball hal. 434)

Heavy Key : Butanol

Referensi : Butanol

Destilasi LK 99,9% mol keluar dari *top*

$$Light Key = [X, Etanol]_D = 99,99 \% \times 77.4793 \text{ kmol} = 77.4793 \text{ kmol}$$

$$= [X, Etanol]_B = 1,00E-08 \% \times 77.4793 \text{ kmol} = 0.0001 \text{ kmol}$$

$$Y = \log \frac{X_D}{X_B}$$

$$= \log \frac{77.4793}{0.00001}$$

$$= 8$$

Destilasi HK 99,99% mol keluar dari *bottom*

$$Heavy Key = [X, Etil Asetat]_D = 1,00E-08 \% \times 2.6003 \text{ kmol} = 0.0001 \text{ kmol}$$

$$= [X, Etil Asetat]_B = 99,99 \% \times 2.6003 \text{ kmol} = 2.6003 \text{ kmol}$$

$$Y = \log \frac{X_D}{X_B}$$

$$= \log \frac{0.0001}{2.6003}$$

$$= 8$$

❖ Mencari *relative volatility* tiap komponen dimana K_{ref} = etil asetat

Komponen	Ki	Kref	$\alpha = K_i/K_{ref}$	Log α
Etil Asetat	1.0026	0.2538	3.9505	0.5967
Butanol	0.2538	0.2538	1.0000	-
Air	0.4992	0.4992	1.0000	-

❖ Mencari Persamaan distilat/residu

Komponen	X = log α	Y = Log Di/Bi	X*Y	X ²
Butanol	-	-8.0000	-	-
Etil Asetat	0.5967	8.0000	4.7732	0.3560
Total	0.5967	-	4.7732	0.3560

Persamaan linier

$$Y = AX + B$$

dimana ;

$$\text{Slope (A)} = \frac{n \cdot \sum XY - (\sum X \cdot \sum Y)}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = 26.8164$$

$$\text{Intersept (B)} = \frac{\sum Y \cdot \sum X^2 - \sum XY \cdot \sum X}{n \cdot \sum X^2 - (\sum X)^2} = -8,00$$

Maka :

$$Y = 26.8164 + (-8,00)$$

Di/Bi didapatkan dengan:

$$Y = \text{Log Di/Bi}$$

$$\text{Di/Bi} = 10^Y$$

$$\text{Di} = 10^Y \times \text{Bi} \dots (1)$$

$$D_i + B_i = F \quad \text{.....(2)}$$

Dari kedua persamaan di atas, maka didapatkan nilai D (distilat) dan B (*bottom*) berikut ini

$$\begin{aligned} F &= D_i + B_i \\ F &= 10^Y \times B_i + B_i \\ F &= B_i (1 + 10^Y) \\ B &= \frac{F}{\left(1 + \frac{D_i}{B_i}\right)} \\ D &= F_i - B_i \end{aligned}$$

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log D_i/B_i$	D_i/B_i	D (kmol)	B _i (kmol)
Etil Asetat	0.5967	8.0000	99,999,999.00	77.4793	0.0000
Butanol	-	-8.0000	0.0000	0.0000	2.6003
Air	-	-8.0000	0.0000	0.0000	0.0198

Dari data diatas maka :

❖ Komposisi aliran *top* (KD-01) (D)

T dan P pada *top* KD-01 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 60^\circ\text{C} = 333.1500 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ atm} = 1,520.0000 \text{ mmHg}$$

Komponen	(D) kmol	Kg	Y _i	P _i (mmHg)	K _i	X _i = Y _i /K _i
Etil Asetat	77.4793	6,818.1818	1,00	415.7105	0.2735	1.0009
Butanol	0.0000	0.0000	0	60.4245	0.0398	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0	149.4071	0.0983	0.0000
Total	77.4793	6,818.1818	1			1.0009

❖ Komposisi aliran *bottom* (KD-03) (B)

T dan P pada *bottom* KD-01 dihitung dengan metode *trial and error*

$$T = 111^\circ\text{C} = 384.1500 \text{ K}$$

$$P = 2,5 \text{ atm} = 1,900.0000 \text{ mmHg}$$

Komponen	(B) kmol	kg	Xi	Pi (mmHg)	Ki	Yi = Xi*Ki
Etil Asetat	0.0000	0.0001	0.0000	2,058.7105	1.3544	0.0000
Butanol	2.6003	192.4188	0.9924	589.8507	0.3881	0.9871
Air	0.0198	0.3565	0.0076	1,108.8931	0.7295	0.0130
Total	2.6201	192.7754	1,00			1,00

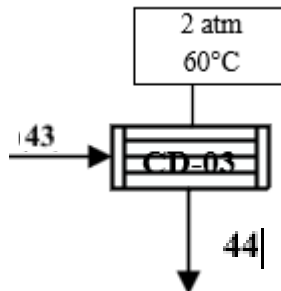
Neraca Massa Kolom Distilasi-03 (KD-03)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 42		Aliran 43		Aliran 50	
	kmol	kg	Kmol	Kg	kmol	kg
Etil Asetat	77.4793	6,818.1818	77.4793	6,818.1818	0.0000	0.0001
Butanol	2.6003	192.4188	0.0000	0.0000	2.6003	192.4188
Air	0.0198	0.3565	0.0000	0.0000	0.0198	0.3565
Sub Total	80.0994	7,010.9572	77.4793	6,818.1818	2.6201	192.7754
Total (kmol)	80.0994		80.0994			
Total (kg)	7,010.9572		7,010.9572			

19. CONDENSER-03 (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan produk *top* Kolom Distilasi-03 (KD-03)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 43 : Aliran *Top Product* dari KD-03 ke CD-03

Aliran 44 : Aliran Massa dari CD-03 ke ACC-03

Kondisi Operasi :

$$T = 60^{\circ}\text{C} = 333.1500 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ atm} = 1,520.00\text{mmHg}$$

Feed masuk CD-03

Komponen	Input		
	Aliran 43		
	kmol	Kg	Xd
Etil Asetat	351.7546	30,954.4087	1.0000
Sub Total	351.7546	30,954.4087	1.0000

Neraca bahan total di *enriching section*. dimana : (Pers 9.49 Treyball hal. 373)

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Mencari *Refluks Ratio* Minimum

$$Rm + 1 = \sum_l^n \frac{x_d}{(\alpha - \theta) / \alpha} \quad (\text{Pers 11,60 Coulson. Vol 6})$$

$$1 - q = \sum_i^n \frac{x_f}{(\alpha - \theta) / \alpha}, \quad q = 1 \text{ (bubble)} \quad (\text{Pers 11,61 Coulson. Vol 6})$$

$$\theta = 2.95035833029113$$

Komponen	Xf	α	$(\alpha - \theta) / \alpha$	$\frac{Xf}{(\alpha - \theta) / \alpha}$	Xd	$\frac{Xd}{(\alpha - \theta) / \alpha}$
Etil Asetat	1.0000	3.9505	0.2532	0.9999	1.0000	3.9500
TOTAL	1.0000	3.9505	0.2532	0.9999	1.0000	3.9500

$$(L/D)_m = 3.9500 - 1$$

$$= 2.9500$$

$$(L/D) = 1,2 \times (L/D)_m \quad (\text{Perry 6ed. p 13-34})$$

$$= 1,2 \times 2.9500$$

$$= 3.5400$$

$$R = 3.5400$$

$$D = 77.4793$$

$$V = L + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

$$= 351.7546 \text{ kmol/jam}$$

$$L = R \times D$$

$$= 3.5400 \times 77.4793 \text{ kmol/jam}$$

$$= 274.2753 \text{ kmol/jam}$$

❖ Komposisi *Feed Condenser*-03 (CD-03) (V)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	1.0000	351.7546	30,954.4087
Total		1,00	351.7546	30,954.4087

❖ Komposisi *Refluks* CD-03 (L)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	1.0000	274.2753	24,136.2269
Total		1,00	274.2753	24,136.2269

❖ Komposisi Destilat dari CD-03 (D)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Etil Asetat	88,10	1.0000	77.4793	6,818.1818
Total		1,00	77.4793	6,818.1818

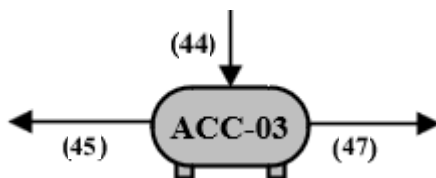
Neraca Massa Condenser-03 (CD-03)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 43		Aliran 44			
			Reflux		Distilat	
	kmol	kg	Kmol	kg	kmol	kg
Etil Asetat	351.7546	30,954.4087	274.2753	24,136.2269	77.4793	6,818.1818
Sub Total	351.7546	30,954.4087	274.2753	24,136.2269	77.4793	6,818.1818
Total (kmol)	351.7546		351.7546			
Total (kg)	30,954.4087		30,954.4087			

20. ACCUMULATOR – 03 (ACC-03)

Fungsi : Menampung sementara hasil pengembunan dari condenser 03 (CD-03)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 44 = Aliran Output dari CD-03 ke ACC-03

Aliran 45 = Aliran Massa dari ACC-03 ke KD-03

Aliran 47 = Aliran Output dari ACC-03 ke Tangki Etil Asetat

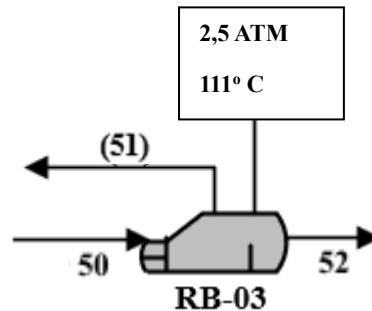
Neraca Massa Accumulator 03 (ACC-03)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	Aliran (44)	Aliran (45)	Aliran (47)
Etil Asetat	30,954.4087	24,136.2269	6,818.1818
Total	30,954.4087	24,136.2269	6,818.1818
		30,954.4087	

21. REBOILER-03 (RB-03)

Fungsi : Menguapkan aliran *bottom* Kolom Distilasi-03 (KD-03)

Gambar :



Keterangan :

Aliran 50 : Aliran *Bottom Product* dari KD-03 ke RB-03

Aliran 51 : Aliran Massa Keluar dari RB-03 ke KD-03

Aliran 52 : Aliran Massa dari RB-03 menuju *water treatment*

Kondisi Operasi:

$$T = 111^{\circ}\text{C} = 384.1500 \text{ K}$$

$$P = 2,5 \text{ atm} = 1,900.00 \text{ mmHg}$$

Feed masuk pada kondisi *bubble point* atau *saturated liquid feed*. Maka $q = 1$

Sehingga :

$$L^* = F + L$$

$$V^* = V + (q - 1) \times F$$

Neraca Total :

$$B^* = L^* - V^*$$

Dimana :

$$L^* = \text{Aliran } \textit{Trap out}$$

$$V^* = \text{Aliran } \textit{Vapor} \text{ RB-03}$$

$$F = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ KD-023}$$

$$L = \text{Aliran } \textit{Refluks} \text{ CD-03}$$

$$V = \text{Aliran } \textit{Feed} \text{ CD-03}$$

Dari perhitungan:

Aliran massa pada *Feed* RB-03 (*trap out*) (L^*)

$$\begin{aligned}
 F &= 80.0994 \text{ kmol} \\
 L &= 274.2753 \text{ kmol} \\
 V &= 351.7546 \text{ kmol} \\
 L^* &= F + L && \text{(Pers 9,66. Treyball)} \\
 &= 80.0994 \text{ kmol} + 274.2753 \text{ kmol} \\
 &= 354.3747 \text{ kmol} \\
 V^* &= V + (q - 1) \times F \\
 &= (351.7546 + (1-1) \times 80.0994) \text{ kmol} \\
 &= 351.7546 \text{ kmol} \\
 B^* &= L^* - V^* \\
 &= 354.3747 \text{ kmol} - 351.7546 \text{ kmol} \\
 &= 2.6201 \text{ kmol} \\
 V^*/L^* &= 351.7546 \text{ kmol} / 354.3747 \text{ kmol} \\
 &= 0,9926
 \end{aligned}$$

❖ Komposisi *Feed Reboiler-03* (RB-03) (L^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Butanol	74.12	0.992439734	351.6955	26,025.4699
Air	18.01	0.0076	2.6791	48.2231
Total		1,00	354.3746	26,073.6930

❖ Komposisi *Boil-Up Reboiler-03* (RB-03) (V^*)

Komponen	BM	Xi	kmol	Kg
Butanol	74.12	0.992439734	349.0953	25,833.0511
Air	18.01	0.0076	2.6593	47.8666
Total		1,00	351.7545	25,880.9177

❖ Komposisi *Bottom* (Produk) (B*)

Komponen	BM	Xi	kmol	kg
Butanol	74.12	0.992439734	2.6003	192.4188
Air	18.01	0.0076	0.0198	0.36
Total		1,00	2.6201	192.78

Neraca Massa Reboiler-03 (RB-03)

Komponen	Input		Output			
	Aliran 50		Aliran 51		Aliran 52	
	kmol	kg	kmol	Kg	kmol	kg
Butanol	351.6955	26,025.4699	349.0953	25,833.0511	2.6003	192.4188
Air	2.6791	48.2231	2.6593	47.8666	0.0198	0.36
Sub Total	354.3746	26,073.6930	351.7545	25,880.9177	2.6201	192.78
Total (kmol)	354.3746		354.3746			
Total (kg)	26,073.6930		26,073.6930			

LAMPIRAN II

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Bahan baku	: Etanol
Produk	: Etil Asetat ($C_4H_8O_2$)
Kapasitas Produksi	: 54.000 ton/tahun
Operasi	: 300 hari/tahun
Basis Perhitungan	: 1 jam operasi
Temperatur Referensi	: 25°C
Satuan Panas	: Kilo Joule (kJ)

Panas yang dihitung pada neraca panas ini, meliputi:

1. **Panas sensibel**, dihitung apabila terjadi perubahan temperatur.

Rumus mencari panas sensibel:

$$Q = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

dimana:

$$\begin{aligned}
 C_p \cdot \Delta T &= \int_{T_o}^T C_p \, dT \\
 &= \int_{T_o}^T (A + B \cdot T^2 + CT^3 + DT^4 + ET^5) \, dt \\
 &= A (T - T_o) + \frac{B}{2} (T - T_o)^2 + \frac{C}{3} (T - T_o)^3 + \frac{D}{4} (T - T_o)^4 + \frac{E}{5} (T - T_o)^5
 \end{aligned}$$

Keterangan:

Q = Panas sensibel yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)

C_p = Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

n = Mol senyawa (kmol)

T_o = Temperatur referensi (25°C)

T = Temperatur senyawa (°C)

dT = Perubahan temperatur

Harga A, B, C, dan D untuk masing-masing senyawa dari beberapa sumber dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1. Data Cp Gas (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,1055E-01	1,0957E-04	-1,5046E-07	4,6601E-11
C ₄ H ₈ O ₂	69,848	8,2338E-02	3,7159E-04	-4,1129E-07	1,2369E-10
H ₂	25,399	2,0178E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
C ₄ H ₉ OH	8,157	4,1032E-01	-2,2645E-04	6,0372E-08	-6,2802E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

(Sumber: Yaws, 1999)

Tabel 2. Data Cp Liquid (kJ/kmol.K) pada T = 298 K

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,6358E-01	-1,2164E-03	1,8030E-06
C ₄ H ₈ O ₂	62,832	8,4097E-01	-2,6998E-03	3,6631E-06
H ₂	50,607	-6,1136E+00	3,0930E-01	-4,1480E-03
C ₄ H ₉ OH	83,887	5,6628E-01	-1,7208E-03	2,2780E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07

(Sumber: Yaws, 1999)

2. **Panas laten**, dihitung apabila terjadi perubahan fase.

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

Keterangan:

Q = Panas laten senyawa (kJ)

n = Mol senyawa (kmol)

ΔH_v = Panas penguapan (kJ/kmol)

Menghitung panas laten pada temperatur tertentu dilakukan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut,

$$\Delta H_v = A \times \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan:

ΔH_v = Panas penguapan (kJ/kmol)

A = Konstanta *Antoine*

T = Temperatur operasi alat

T_c = Temperatur kritis
 n = Koefisien regresi senyawa kimia

(Sumber: *Yaws, 1999*)

3. **Panas reaksi**, dihasilkan dari reaksi kimia di dalam reaktor.

$$\Delta H_{R\ 298,15K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$$

Keterangan:

ΔH_f = Panas pembentukan suatu senyawa pada 25°C, kJ/kmol.

Untuk kondisi temperatur reaksi pada temperatur tertentu, panas reaksi dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298,15K} + \sum_{\text{produk}} n \int C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int C_p dT$$

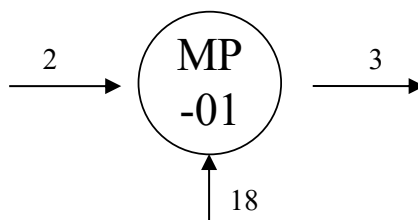
(Sumber: *Felder, 2005*)

PERHITUNGAN NERACA PANAS

1. MIXING POINT – 01 (MP – 01)

Fungsi : Mencampurkan aliran *recycle* dan *feed etanol*

Gambar :



Keterangan :

Q_2 = Aliran panas Input *Mixing Point*-01 berupa etanol dari Tangki-01

Q_{18} = Aliran panas Input *Mixing Point*-01 berupa *recycle* dari ACC-01

Q_3 = Aliran panas Output *Mixing Point*-01 menuju *Heater*-01

Perhitungan Panas Input MP – 01

- Panas sensibel aliran Q_2 pada $T = 30^\circ\text{C}$ (303,15K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_2 (kJ/jam)
Etanol	333.3706	5.39E+02	8.98E+04
Air	32.7332	3.77E+02	1.24E+04
Total	366.1038	9.16E+02	1.02E+05

Perhitungan Panas Output MP – 01

- Panas sensibel aliran Q_3 pada $T = 30^\circ\text{C}$ (303,15K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_3 (kJ/jam)
Etanol	333.3705909	5.39E+02	1.80E+05
etil asetat	32.73316867	3.77E+02	1.24E+04
Total	366.1038	9.16E+02	1.02E+05

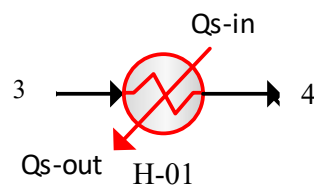
Neraca Panas Mixing Point – 01 (MP – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₂	1.02E+05	0
Q ₂₂	8.98E+04	0
Q ₃	0	1.92E+05
Total	191877.0277	191877.0277

2. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan campuran etanol dan air dari T-01

Gambar :



Keterangan :

Aliran 3 = Aliran etanol dan air dari MP-01

Aliran 5 = Aliran etanol dan air menuju VP-01

Qs-in = Aliran panas *steam* masuk H-01

Qs-out = Aliran panas *steam* keluar H-01

Panas Sensibel Aliran 3 pada T = 30 °C

Komponen	Cp ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
Etanol	5.39E+02	1.80E+05
Air	3.77E+02	1.24E+04
Total		1.92E+05

Panas Sensibel Aliran 4 pada T = 130 °C

Komponen	Cp ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ)
Etanol	1.21E+04	4.05E+06
Air	7.92E+03	2.59E+05
Total		4.31E+06

Panas Laten Penguapan (Sc. Coulson) :

$$L_v = L_{v,b} \left[\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right]^{0.38}$$

Komponen	v,b (kJ/mol)	Tc (K)	Tb (K)	Lv (kJ/mol)	n (kmol)	Qlv (kJ/jam)
Etanol	38.560	516.250	351.440	59.507	333.3706	19837.977
Air	40.683	647.130	373.150	56.397	32.7332	1846.055
Total						21684.032

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu campuran dari 30°C menjadi 130°C adalah:

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 4.14E+06 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Media panas yang digunakan berupa *saturated steam* 140°C, data yang didapat yaitu (STEAM TABLE, M. D. Koretsky, "*Engineering and Chemical Thermodynamics*", John Wiley & Sons, 2004) :

$$H_v = 2803.8 \text{ KJ/kg}$$

$$H_L = 1037.31 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = 1766.49 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 m_s &= \frac{Q_s}{\lambda} \\
 &= 2,341.734774 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Panas *steam* masuk:

$$\begin{aligned}
 Q_{s-in} &= m_s H_v \\
 &= 2,341.734774 \text{ kg} \times 2803.8 \text{ kJ/kg} \\
 &= 6.57E+06 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Panas *steam* keluar:

$$\begin{aligned}
 Q_{s-out} &= m_s H_L \\
 &= 2.43E+06 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Heater 01 (H-01)

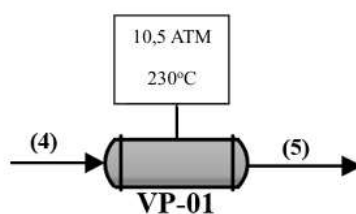
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.92E+05	-

Q_2	-	4.31E+06
Q_{Lv}	-	21684.032
Q_{s-in}	6.57E+06	-
Q_{s-out}	-	2.43E+06
Total	6.76E+06	6.76E+06

3. Vaporizer-01 (VP-01)

Fungsi : Untuk menguapkan etanol *liquid* menjadi uap

Gambar :



Keterangan

Q_4 : Aliran Panas Sensibel *Input* VP-01

Q_{5V} : Aliran Panas Sensibel *Output Gas* VP-01

Q_{5L} : Aliran Panas Sensibel *Output Liquid* VP-01

Kondisi operasi :

Temperatur : 230°C : 503.1500 K

Tekanan : 10,5 atm

Perhitungan Panas Sensibel *Input*

Panas Sensibel *Input* Q_4 VP-01

Komponen	n(kmol)	BM	CpdT (kJ/kmol)	Q_4 (kJ)
Etanol	333.3705909	46,0000	12,248	4083232.51
Air	32.73316867	18,0000	8,000	261869.0049
Total	366.1037596		20.28	4345101.515

Perhitungan Panas Sensibel *Ouput*Panas Sensibel *Ouput* Q₅ VP-01 (*Vapour*)

Komponen	n(kmol)	BM	CpdT (kJ/kmol)	Q _{5v} (kJ)
Etanol	333.3706	46	1.65E+04	5.49E+06
Air	32.7332	18	7.04E+03	230564.0907
Total	366.1038		2.35E+04	5.73E+06

Panas Sensibel *Ouput* Q₅ VP-01 (*Liquid*)

Komponen	n(kmol)	BM	CpdT (kJ/kmol)	Q ₅ (kJ)
Etanol	0	46	26452.83547	0
Air	0	18	16004.37087	0
Total	0		42457.20635	0

Perhitungan Panas Laten *Output*Menghitung Pembentukan Penguapan, (ΔH_v)

$$\Delta H_v = A \cdot (1 - T/T_c)^n$$

Komponen	H _v at T _b (J/mol)	T _c (K)	T _b (K)	N	A
Etanol	39	516	351	0.079	43
Air	40	647	373	0.321	52

(Sumber: Yaws, 1999)

Komponen	n(kmol)	n	ΔH_v	Qv
Etanol	333.3706	0.079	32258.73868	10754114.78
Air	32.7332	0.321	32131.60937	1051769.389
Total	366.1037596	0.4	64390.34806	11805884.17

Neraca Energi Panas Sensibel Total

$$Q_{\text{deliver}} = Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}}$$

$$Q_{\text{deliver}} = (Q_{\text{sensibel in}} + Q_{\text{laten}}) - (Q_{\text{sensibel liquid}} + Q_{\text{sensibel vapor}})$$

$$Q_{\text{deliver}} = 1.04\text{E}+07 \text{ kJ/jam}$$

Beban Panas VP-01

$$Q_{\text{steam}} = (Q_{\text{lv}} + Q_{\text{out}}) - Q_{\text{in}}$$

$$Q_{\text{steam}} = 1.32\text{E}+07 \text{ kJ/jam} \quad (\text{Persamaan Clausius-Clapeyron})$$

Media panas yang digunakan adalah *Superheated steam* pada :

Data yang didapat *Steam Table*, M. D. Koretsky, "*Engineering and Chemical Thermodynamics*", John Wiley & Sons, 2004. Dimana dengan data:

$$T_{\text{saturated steam}} = 240^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Entalpi Liquid Jenuh (HL)} = 1037.31 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi Uap Jenuh (HV)} = 2803.8 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah steam yang digunakan :

$$\begin{aligned} m_s &= Q_{\text{sHv}} - H_l \\ &= 7,464.651751 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas *steam* masuk, $Q_{\text{s-in}}$

$$\begin{aligned} Q_{\text{s-in}} &= m \cdot H_v \\ &= 2.09\text{E}+07 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas *steam* keluar, $Q_{\text{s-out}}$

$$Q_{s-out} = m \cdot H_l$$

$$= 7.74E+06 \text{ kJ/jam}$$

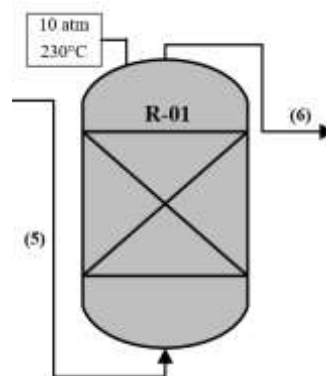
Neraca Panas *Overall Vaporizer-01* (VP-01)

Panas	Panas masuk (kJ/jam)	Panas keluar (kJ/jam)
Q_{feed}	4345101.515	0
Q_{vapor}	0	5.73E+06
Q_{liquid}	0	0
Q_{lv}	0	11805884.17
Q_{s-in}	2.09E+07	0
Q_{s-out}	0	7.74E+06
Total	25274492.09	25274492.09

4. REAKTOR – 01 (R – 01)

Fungsi : Sebagai tempat reaksi Etanol (C_2H_5OH) menghasilkan etil asetat ($C_4H_8O_2$).

Gambar :



Keterangan:

Q_5 = Panas *input* Reaktor-01 (R-01)

Q_6 = Panas *output* Reaktor-01 (R-01)

Q_r = Panas reaksi yang berlangsung pada reaktor

Q_{sin} = Panas *steam* yang masuk reaktor

Q_{sout} = Panas *steam* yang keluar reaktor

Kondisi Operasi

$$T = 230^{\circ}\text{C} = 503.15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm}$$

4.1. *Input*

- 1) Panas sensibel Q_5 *input* R- 01 pada $T = 503.15 \text{ K}$ (230°C)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_5 (kJ/jam)
Etanol	333.3705909	1.65E+04	5.49E+06
Air	32.73316867	13325.22914	436176.9729
Total	366.1037596		5.93E+06

4.2. *Output*

- 1) Panas sensibel Q_6 *output* R- 01 pada $T = 503.15 \text{ K}$ (230°C)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_6 (kJ/jam)
Etanol	185	1.65E+04	3.05E+06
Etil Asetat	42	1.45E+04	6.07E+05
Hidrogen	87	2.85E+04	2.48E+06
Butanol	174	5.96E+03	1.04E+06
Air	6	2.86E+04	1.58E+05
Total	493	9.41E+04	7.33E+06

4.3. Reaksi

- Reaksi 1



Panas pembentukan pada $T = 25^{\circ}\text{C}$ untuk reaktan.

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etanol	157	-234810	-36791011.77
Total	157		-36791011.77

Panas pembentukan pada $T = 25^{\circ}\text{C}$ untuk produk.

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etil Asetat	78	-442920	-34699278

Hidrogen	157	0	0
Total	235		-34699278

Panas pembentukan pada T = 230°C untuk reaktan.

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etanol	157	1.65E+04	2.58E+06
Total	157		2.58E+06

Panas pembentukan pada T = 230°C untuk produk.

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etil Asetat	78	2.85E+04	2.24E+06
Hidrogen	157	5.96E+03	9.34E+05
Total	235		3.17E+06

- Reaksi 2



Panas pembentukan pada T = 25°C untuk reaktan.

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etanol	10	-234810	-2348362.454
Total	10		-2348362.454

Panas pembentukan pada T = 25°C untuk produk.

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Butanol	5.000558864	-274430	-1372303.369
Air	5.000558864	-241800	-1209135.133
Total	10.00010		-2581438.502

Panas pembentukan pada T = 230°C untuk reaktan.

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Etanol	10.00	1.65E+04	1.65E+05
Total	10		1.65E+05

Panas pembentukan pada T = 230°C untuk produk.

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Butanol	5.000558864	2.86E+04	1.43E+05
Air	5.000558864	1.45E+04	7.26E+04
Total	10.00010		2.15E+05

Untuk menghitung $\Delta H_{R(298,15K)}$ dapat menggunakan persamaan 9.5-1 yang diambil dari buku *Elementary Principles of Chemical Processes* (Felder & Rousseau, 3th edition).

$$T = 298,15 \text{ K (25}^\circ\text{C)}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R298,15K} \text{ (Reaksi 1)} &= \sum_{\text{produk}} n \Delta H_f^\circ - \sum_{\text{reaktan}} n \Delta H_f^\circ \\ &= (-34699278 + 0) - (-36791011.77) \\ &= 2091733.773 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$T = 298,15 \text{ K (25}^\circ\text{C)}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R298,15K} \text{ (Reaksi 2)} &= \sum_{\text{produk}} n \Delta H_f^\circ - \sum_{\text{reaktan}} n \Delta H_f^\circ \\ &= (-1372303.369 + -1209135.133) - (-2348362.454) \\ &= -233076.0486 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$T = 503.15 \text{ K (230}^\circ\text{C)}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R493,15K} \text{ (Reaksi 1)} &= \sum_{\text{produk}} n \Delta H_f^\circ - \sum_{\text{reaktan}} n \Delta H_f^\circ \\ &= (2.24E+06 + 9.34E+05) - 2.58E+06 \\ &= 587,504 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$T = 503.15 \text{ K (230}^\circ\text{C)}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R493,15K} \text{ (Reaksi 2)} &= \sum_{\text{produk}} n \Delta H_f^\circ - \sum_{\text{reaktan}} n \Delta H_f^\circ \\ &= (1.43E+05 + 7.26E+04) - 1.65E+05 \\ &= 5.06E+04 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H_{R298,15K1} + \Delta H_{R298,15K2} + \Delta H_{R503.15K} + \Delta H_{R503,15K2} \\ &= ((2091733.773 + (-233076.0486)) + 587,504 + 5.06E+04) \text{ kJ/jam} \\ &= 2.50E+06 \text{ kJ/jam (endotermis)}\end{aligned}$$

3.4. Total Panas

Neraca Panas pada R-01

$$Q = Q_5 - Q_6 - Q_r$$

$$Q = 3892305.9541$$

Sehingga, Q_{steam} yang dibutuhkan yaitu sebanyak 3892305.9541 kJ

Dari data tabel *steam*, untuk *saturated steam* pada $T = 240^\circ\text{C}$ diperoleh data :

- Entalpi liquid jenuh, ΔH_L = 1037.31 kJ/Kg
- Entalpi uap jenuh, ΔH_V = 2803.8 kJ/Kg
- Panas Latent, λ = 1766.49 kJ/Kg

➤ Jumlah *steam* yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 m &= Q_{\text{steam}} / \lambda \\
 &= 3892305.9541 \text{ kJ} / 1766.49 \text{ kJ/Kg} \\
 &= 2203.4124 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

➤ Panas yang dibawa *steam* masuk ($Q_{s\text{-in}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{sin}} &= m \times \Delta H_V \\
 &= 2203.4124 \text{ kg/jam} \times 2803.8 \text{ kJ/Kg} \\
 &= 6177927.6611 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

➤ Panas yang dibawa *steam* keluar ($Q_{s\text{-out}}$)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{sout}} &= m \times \Delta H_L \\
 &= 2203.4124 \text{ kg/jam} \times 1037.31 \text{ kJ/Kg} \\
 &= 2285621.7070 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

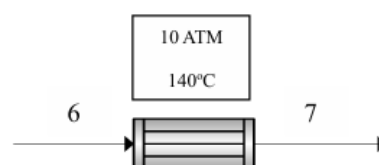
Neraca Panas Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_5	5,931,062.9016	-
Q_6	-	7,326,625.4578
Q_r	-2,496,743.3978	-
Q_{steam}	3,892,305.9541	254.615.220,79
Total	7,326,625.4578	7,326,625.4578

5. PARTIAL CONDENSOR – 01 (PC – 01)

Fungsi : Mengkondensasikan sebagian gas campuran produk *top* R – 01

Gambar :



Keterangan:

Q_6 = aliran panas *input* PC-01

Q_7 = aliran panas *output* PC-01

Q_{cw} = aliran panas air pendingin

Kondisi Operasi :

T_{in} = 230°C = 283,15K

T_{out} = 140°C = 283,15K

Tekanan = 10 atm

Perhitungan Panas *Input* PC – 01

- Panas sensibel aliran Q_6 pada temperatur 230°C (283,15K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qin (kJ/jam)
Etanol	166.6853	16482,8155	2747442,9643
Air	37.7337	1758,0081	66336,2004
Etil Asetat	78.3421	21175,5820	1658939,3245
Hidrogen	156.6842	15075,3873	2362074,6583
Butanol	5.0006	32103,9163	160537,5233
Total	444.4458		6995330,6708

Perhitungan Panas *Output* PC – 01

- Panas sensibel aliran Q_7 pada temperatur 140°C (413.1500K)

Output Top (yang tidak terkondensasi)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q (kJ/jam)
Etanol	0.0020	8536.1401	17.3801
Air	0.0005	10778.3069	5.3996
Etil Asetat	0.0010	8444.4519	8.4124
Hidrogen	156.6842	16688.5542	2614832.3994
Butanol	0.0001	0.0000	0.0000
Total	156.6878		2614863.5916

Output Bottom (yang terkondensasi)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q (kJ/jam)
Etanol	166.6833	13417,9859	2236553,6265
Air	37.7332	8694,0462	328054,4145
Etil Asetat	78.3411	21453,2878	1680674,0052
Hidrogen	0.0000	-17725640,2209	0,0000
Butanol	5.0005	19651,6538	98267,8744
Total	287.7581		4343549,9205

- Panas *Latent* Pengembunan (Q_{Lc}) pada temperatur 10°C
Panas *latent* pengembunan merupakan jumlah negatif terhadap panas *latent* penguapan (Q_{Lv}), di mana panas *latent* penguapan dihitung dengan menggunakan Persamaan 8.18 (Coulson) sebagai berikut:

$$L_v = L_{v,b} \left[\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right]^{0,38}$$

Komponen	L_{vb} (J/mol)	T_c (K)	T_b (K)	L_v (kJ/kmol)	n (kmol/jam)	Q_{Lv} (kJ/jam)
Etanol	43	516,25	351.44	37969.1071	166.6833	6328814.5354
Air	52	523,30	373.15	37551.2032	37.7332	1416928.0569
Etil Asetat	49	32,97	350.3	27083.0115	78.3411	2121712.7156
Hidrogen	0.659	562,93	20.39	0.0000	0.0000	0.0000
Butanol	63.024	647,30	390.81	41367.1673	5.0005	206856.0560
Total					287.7581	10074311.3639

$$Q_{Lc} = - Q_{Lv}$$

$$Q_{Lc} = -10074311.3639 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Panas Air Pendingin *Input* dan *Output*

- Panas yang dibutuhkan (Q_s) = $Q_1 - (Q_2 + Q_3) - Q_{Lc}$
= 10.111.228,5225 kJ/Jam (panas dilepas)

Panas dilepaskan dalam prosesnya, sehingga diperlukan pendingin:

$$\begin{aligned}
 C_p &= 4,52 \text{ kJ/kg.K} \\
 T_{w \text{ input}} (T_1) &= -33^\circ\text{C} = 265,15 \text{ K} \\
 T_{w \text{ out}} (T_2) &= 10^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 25^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

- Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{C_p \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{10.111.228,5225}{4,52 \times (308,15 - 265,15)}$$

$$m = 52.023,1968 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$\begin{aligned}
 Q_{w\text{-in}} &= m \times C_p \times (T_1 - T_{\text{ref}}) \\
 &= -13.638.401,2630 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$\begin{aligned}
 Q_{w\text{-out}} &= m \times C_p \times (T_2 - T_{\text{ref}}) \\
 &= -3.527.172,7404 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

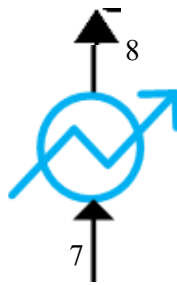
Neraca Panas Partial Condenser – 01 (PC – 01)

Panas	Masuk (Kj/Jam)	Keluar (Kj/Jam)
Q _{in}	6.995.330,6708	0,0000
Q _{out} (g)	0,0000	2.614.863,5916
Q _{out} (l)	0,0000	4.343.549,9205
Q _{laten}	0,0000	-10.074.311,3639
Water in	-13.638.401,2630	0,0000
Water out	0,0000	-3.527.172,7404
Total	-6.643.070,5922	-6.643.070,5922

6. COOLER – 01 (C – 01)

Fungsi : Mendinginkan aliran dari PC – 01

Gambar :



Keterangan:

- Q_7 = aliran panas input C– 01
 Q_8 = aliran panas output C – 01
 Q_{CW} = aliran panas *cooling water*

Kondisi Operasi :

- T_{in} = $140^{\circ}\text{C} = 413.15\text{ K}$
 T_{out} = $50^{\circ}\text{C} = 323,15\text{K}$
 T_{ref} = $25^{\circ}\text{C} = 298.15$

Perhitungan Panas *Input C – 01*

- Panas sensibel aliran Q_7 pada temperatur 413.15 K (140°C)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{in} (kJ/jam)
Etanol	167	$8.54\text{E}+03$	$1.42\text{E}+06$
Air	38	7539.7717	284503.691
Ethyl Acetat	78	14908.5319	1167965.531
Hydrogen	157	3332.816897	522199.6751
Butanol	5.000558864	14705.72424	73536.83972
Total	444		$3.47\text{E}+06$

Perhitungan Panas *Output C – 01*

- Panas sensibel aliran Q_8 pada temperatur $323,15\text{K}$ (50°C)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{out} (kJ/jam)
Etanol	167	$1.70\text{E}+03$	283075.0913
Air	38	1510.674172	57003.36759
Ethyl Acetat	78	3002.776634	235243.7939

Hydrogen	157	720.5154349	112893.3685
Butanol	5	2887.801178	14440.61978
Total	444		702656.2411

Perhitungan Panas *Cooling Water Input dan Output*

- Panas yang dibutuhkan (Q_s) = $Q_{in} - Q_{out}$
 $= (3.47E+06 - 702656.2411) \text{ kJ/Jam}$
 $= 2.77E+06 \text{ kJ/Jam}$

Data *cooling water* yang digunakan:

C_p air pendingin	$= 4,1795 \text{ kJ/Kg K}$
T_{in}	$= 28^\circ\text{C} = 301,15\text{K}$
T_{out}	$= 50^\circ\text{C} = 323,15\text{K}$
T_{ref}	$= 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K}$

Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{2.77E + 06}{4,1795 \times (323,15 - 301,15)}$$

$$m = 30075.5967 \text{ kg/jam}$$

➤ Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{CW_{in}} &= m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_1 - T_{ref}) \\ &= 30075.5967 \text{ kg/jam} \times 4,1795 \text{ kJ/Kg K} \times (301,15\text{K} - 298,15\text{K}) \\ &= 3.78E+05 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

➤ Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$\begin{aligned} Q_{CW_{out}} &= m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_{ref}) \\ &= 30075.5967 \text{ kg/jam} \times 4,1795 \text{ kJ/Kg K} \times (323,15\text{K} - 298,15\text{K}) \\ &= 3.15E+06 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas *Cooler* – 01 (C – 01)

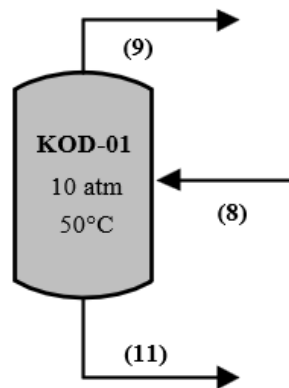
Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_9	2.792.174,47	-

Q_{10}	-	-
Q_{CW}	15.714.469,45	-
Q_{wout}	-	3145907.41
Total	3.15E+06	3.15E+06

7. KNOCK OUT DRUM – 01 (KOD – 01)

Fungsi : Memisahkan fase *liquid* dan *vapor* produk keluaran PC-01

Gambar :



Keterangan :

Q_8 = Aliran panas input dari *Partial Condenser* (PC – 01)

Q_9 = Aliran panas output *Vapor* KOD – 01

Q_{11} = Aliran panas output *Liquid* menuju KD – 01

Perhitungan Panas Input KOD – 01

- Panas sensibel aliran Q_8 pada temperatur 323.15 K (50°C)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_8 (kJ/jam)
Etanol	167	2724.432019	454117.2089
Air	38	1.88E+03	71052.42383
Ethyl Acetat	78	4.33E+03	3.40E+05
Hydrogen	0	-2.41E+06	-1.08E-18
Butanol	5	4.05E+03	2.03E+04
Total	288		885019.5204

Perhitungan Panas Output KOD – 01

- Panas sensibel aliran Q_9 pada temperatur 323,150K (50°C)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₉ (kJ/jam)
Hidrogen	156.6842	7.21E+02	1.13E+05
Etanol	0	1.70E+03	3.46E+00
Air	0	8.43E+02	4.22E-01
Ethyl Acetat	0	3.00E+03	2.99E+00
Butanol	0	2.89E+03	2.02E-01
Total	156.6878		1.13E+05

- Panas sensibel aliran Q₁₁ pada temperatur 323,150K (50°C)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₁₁ (kJ/jam)
Etanol	167	2724.432019	454117.2089
Air	38	1.88E+03	7.11E+04
Ethyl Acetat	78	4.33E+03	3.40E+05
Butanol	5	4.05E+03	2.03E+04
Hidrogen	0	-2.41E+06	-1.08E-18
Total	287.7580674		885019.5204

Neraca Panas Knock Out Drum – 01 (KOD – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	997919.9625	-
Q out top	-	1.13E+05
Q out bottom	-	885019.5204
Total	997919.9625	997919.9625

8. COOLER – 02 (C – 02)

Fungsi : untuk menurunkan suhu yang berasal dari KOD-01 menuju Tangki Hidrogen

Gambar :



Keterangan:

- Q_9 = aliran panas input C– 02
 Q_{10} = aliran panas output C – 02
 Q_{CW} = aliran panas *cooling water*

Kondisi Operasi :

- T_{in} = $50^{\circ}\text{C} = 323,15\text{K}$
 T_{out} = $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{K}$
 T_{ref} = $25^{\circ}\text{C} = 298,15\text{K}$

Perhitungan Panas Input C – 02

- Panas sensibel aliran Q_9 pada temperatur $323,15\text{K}$ (50°C)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{in} (kJ/jam)
Etanol	0	1.70E+03	3.46E+00
Air	0	1.51E+03	7.57E-01
Ethyl Acetat	0	3.00E+03	2.991394896
Hydrogen	157	7.21E+02	112893.3685
Butanol	0	2.89E+03	0.202393535
Total	157		1.13E+05

Perhitungan Panas Output C – 02

- Panas sensibel aliran Q_{10} pada temperatur $303,15\text{K}$ (30°C)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{out} (kJ/jam)
Etanol	0	3.33E+02	6.77E-01
Air	0	2.97E+02	0.148563726
Ethyl Acetat	0	5.90E+02	0.587886545
Hydrogen	157	1.44E+02	22543.58739
Butanol	0	5.63E+02	0.039472184
Total	157		22545.04054

Perhitungan Panas Cooling Water Input dan Output

- Panas yang dibutuhkan (Q_s) = $Q_{in} - Q_{out}$
 $= (1.13\text{E}+05 - 22545.04054) \text{ kJ/Jam}$

$$= 9.04\text{E}+04 \text{ kJ/Jam}$$

Data *cooling water* yang digunakan:

$$C_p \text{ air pendingin} = 4,1795 \text{ kJ/Kg K}$$

$$T_{in} = 29^\circ\text{C} = 301,15\text{K}$$

$$T_{out} = 48^\circ\text{C} = 323,15\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K}$$

Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{9.04\text{E} + 04}{4,1795 \times (323,15 - 301,15)}$$

$$m = 1136.60733 \text{ kg/jam}$$

➤ Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{CW_{in}} &= m \times C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_1 - T_{ref}) \\ &= 1136.60733 \text{ kg/jam} \times 4,1795 \text{ kJ/Kg K} \times (301,15\text{K} - 298,15\text{K}) \\ &= 1.90\text{E}+04 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

➤ Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$\begin{aligned} Q_{CW_{out}} &= m \times C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_2 - T_{ref}) \\ &= 1136.60733 \text{ kg/jam} \times 4,1795 \text{ kJ/Kg K} \times (323,15\text{K} - 298,15\text{K}) \\ &= 1.09\text{E}+05 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

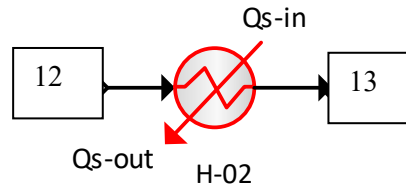
Neraca Panas *Cooler* – 02 (C – 02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₉	1.13E+05	-
Q ₁₀	-	22545.04054
Q _{CW}	19022.26027	109377.9965
Total	131923.0371	131923.0371

9. Heater (H-02)

Fungsi : Memanaskan *bottom product* KOD-01 sebelum memasuki KD-01.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 12 = Aliran *bottom product* dari KOD-01

Aliran 13 = Aliran *bottom product* KOD yang telah dipanaskan menuju KD-01

Qs-in = Aliran panas *steam* masuk H-02

Qs-out = Aliran panas *steam* keluar H-02

Panas Sensibel Aliran 12 pada T = 50 °C

Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₁₂ (kJ)
Etanol	166.6832594	2,724	454117.209
Air	37.73322656	1,883	71052.4238
Etil Asetat	78.34109266	4,335	339592.73
Hidrogen	0.00E+00	-2,413,433	0.00E+00
Butanol	5.000488778	4.05E+03	2.03E+04
Total	287.7580674		885020.771

Panas Sensibel Aliran 13 pada T = 125 °C

Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₁₃ (kJ)
Etanol	166.6832594	11,512	1918930.183
Air	37.73322656	7,542	284574.5675
Etil Asetat	78.34109266	18,389	1440643.705
Hidrogen	0.00E+00	-14,298,090	0.00E+00
Butanol	5.000488778	1.69E+04	8.46E+04
Total	287.7580674		3728726.377

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu campuran dari 50°C menjadi 125°C adalah:

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 2843705.607 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Media panas yang digunakan berupa *saturated steam* 135°C, data yang didapat yaitu (STEAM TABLE, M. D. Koretsky, "*Engineering and Chemical Thermodynamics*", John Wiley & Sons, 2004) :

$$H_v = 2727.3 \text{ KJ/kg}$$

$$H_L = 567.67 \text{ KJ/kg}$$

$$\lambda = 2159.63 \text{ KJ/kg}$$

Jumlah *steam* dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m_s &= \frac{Q_s}{\lambda} \\ &= 1316.755929 \text{ kg} \end{aligned}$$

Panas *steam* masuk:

$$\begin{aligned} Q_{s-in} &= m_s H_v \\ &= 1316.755929 \text{ kg} \times 2727.3 \text{ kJ/kg} \\ &= 3591188.445 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Panas *steam* keluar:

$$\begin{aligned} Q_{s-out} &= m_s H_L \\ &= 747482.8382 \text{ kJ} \end{aligned}$$

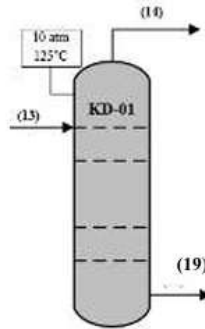
Neraca Panas Heater 02 (H-02)

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁₂	885020.7705	-
Q ₁₃	-	3728726.377
Q _{s-in}	3591188.445	-
Q _{s-out}	-	747482.8382
Total	4476209.216	4476209.216

10. KOLOM DESTILASI – 01 (KD – 01)

Fungsi : Memisahkan etanol dari komponen lainnya.

Gambar :



Keterangan:

Q_{13} = Panas aliran masuk KD-01

Q_{14} = Panas aliran produk keluar *top* KD-01 menuju CD-01

Q_{19} = Panas aliran produk keluar *bottom* KD-01 menuju RB-01

Kondisi operasi:

Temperatur *feed* = 125°C = 398.1500 K

Temperatur *top* = 100°C = 373.1500 K

Temperatur *bottom* = 135°C = 408.1500 K

Tekanan = 10 atm

9.1. Input

Panas sensibel masuk KD-01, pada T = 125°C (398.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{13} (kJ/jam)
Etanol	167	1.15E+04	1.92E+06
Etil Asetat	78	1.84E+04	1.44E+06
Butanol	5	1.69E+04	8.46E+04
Air	38	7.54E+03	2.85E+05
Total	288		1,809,796.1948

1) Panas sensibel *output top product* KD-01 menuju CD-01, pada T = 100 °C (373.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{14} (kJ/jam)
Etanol	167	5.36E+03	8.93E+05

Etil Asetat	0	2539.210769	1.99E-03
Butanol	0	3.39E+03	0.00E+00
Air	0	0.00E+00	0.00E+00
Total	167		0.0020

2) Panas sensibel *output bottom product* KD-01 menuju RB-01, pada $T = 135\text{ }^{\circ}\text{C}$ (408.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₁₉ (kJ/jam)
Etanol	78.34109187	2.04E+04	1.60E+06
Etil Asetat	1.66683E-06	1.28E+04	2.13E-02
Butanol	37.73322656	8.31E+03	3.14E+05
Air	5.000488778	1.87E+04	9.37E+04
Total	242.1496178		4.01E+06

Neraca Panas Total

$$Q_{CD} = \text{in} + \text{laten} - (\text{destilat} + \text{refluks})$$

$$Q_{CD} = 11,545,747.2307 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_T = 12,792,509.4072 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{rb} = 24,535,397.6669 \text{ kJ/jam}$$

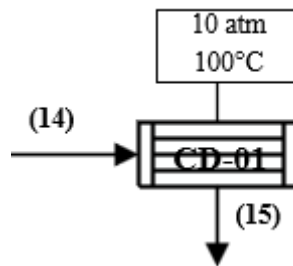
Neraca Panas Kolom Distilasi-01 (KD-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _f	1.809.796.1948	-
Q _{rb}	24.535.397.6669	-
Q _d	-	0.0020
Q _b	-	2.006.937.2237
Q _{cd}	-	11.545.747,2307
Q _{lv}	-	12.792.509,4053
Total	26,345,193.8616	26,345,193.8616

11. CONDENSOR – 01 (CD – 01)

Fungsi : Mengkondensasikan uap keluaran bagian atas kolom distilasi (KD-01)

Gambar :



Keterangan:

Q_{14} = Aliran panas dari KD-01 masuk CD-01

Q_{15} = Aliran panas yang keluar dari CD-01

Q_{Win} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* masuk CD-01

Q_{Wout} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* keluar CD-01

11.1. Input

1) Panas sensibel masuk (Q_{14}) pada $T = 100^\circ\text{C}$ (373.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{14} (kJ/jam)
Etanol	401.9304652	5.36E+03	2.15E+06
Total	401.9304652		2,153,494.7088

2) Panas laten uap masuk CD-01 pada $T = 100^\circ\text{C}$ (373.1500K)

$$H_v = H_{v,b} \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0.38}$$

Komponen	$H_{v,b}$ (J/mol)	T_c (K)	T_b (K)
Etanol	39.4	516.25	351.44

Komponen	n (kmol/jam)	dHv (kJ/kmol)	Q_v (kJ/jam)
Etanol	401.9304652	31827.668	12792509.41
Total	401.9304652		12,792,509.4053

$$\begin{aligned}
 \text{Panas aliran masuk CD-01 } (Q_{18}) &= Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}} \\
 &= (2,153,494.7088 + 12,792,509.4053) \text{ kJ/jam} \\
 &= 14,946,004.1141 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

11.2. Output

1) Panas sensibel distilat (D) keluar (Q_{15}) pada $T = 100^\circ\text{C}$ (373.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{15} (kJ/jam)
Etanol	166.6832577	8.46E+03	1.41E+06
Total	166.6832577		1.41E+06

2) Panas sensibel *refluks* (L) keluar (Q_{ref}) pada $T = 100^\circ\text{C}$ (373.1500 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{ref} (kJ/jam)
Etanol	235.2472074	8.46E+03	1.99E+06
Total	272,6279		1.99E+06

11.3. Beban Panas Kondensor

$$Q_s = Q_c(Q_{in} + Q_v) - Q_r - Q_d$$

$$= 11,545,747.2307 \text{ kJ/jam}$$

Data *cooling water* yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Cp air pendingin} &= 4.1870 \text{ kJ/Kg K} \\ T_{in} &= 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K} \\ T_{out} &= 55^\circ\text{C} = 328,15\text{K} \\ T_{ref} &= 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K} \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \text{Massa cooling water} &= \frac{Q_s}{C_{p_{cooling water}} \times (T_2 - T_1)} \\ &= \frac{11,545,747.2307 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4.1870 \text{ kJ/kg} \times (303,15\text{K} - 298,15\text{K})} \\ &= 110,300.9050 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

➤ Panas sensibel aliran panas *cooling water* masuk

$$\begin{aligned} Q_{CW_{in}} &= m \times C_{p_{cooling water}} \times (T_1 - T_{ref}) \\ &= 2,309,149.4461 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

➤ Panas sensibel aliran panas *cooling water* keluar

$$\begin{aligned} Q_{CW_{out}} &= m \times C_{p_{cooling water}} \times (T_2 - T_{ref}) \\ &= 13,854,896.6769 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas *Condenser-01* (CD-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qc in	2,153,494.7088	0.0000
Qc water in	2,309,149.4461	0.0000
Qr	0.0000	1,990,147.5645
Qd	0.0000	1,410,109.3188
Qc water out	0.0000	13.854.896.6768
Qlc	0.0000	-12.729.509,4053
Total	4,462,644.1549	4,462,644.1549

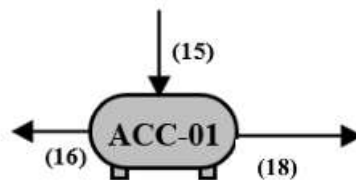
12. ACCUMULATOR-01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari CD-01.

Temperatur : 100 °C

Tekanan : 10 atm

Gambar :



Keterangan :

Aliran 15 = Aliran *input* ACC-01 dari Kondenser (CD-01)

Aliran 16 = Aliran *output* ACC-01 kembali ke Kolom Distilasi

Aliran 21 = Aliran *output* ACC-01 menuju ke MP-01

Panas Sensibel *Input* Q₁₅ pada T = 100 °C

Komponen	n (kmol)	C _p ΔT (kJ/mol)	Q (kJ)
Etanol	402	25,854	10,391,704
Total			10,391,704

Panas Sensibel *Output* Distilat pada $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/mol)	Q (kJ)
Etanol	167	25,854	4,309,509
Total			4,309,509

Panas Sensibel *Output Reflux* pada $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/mol)	Q (kJ)
Etanol	235	25,854	6,082,194
Total			6,082,194

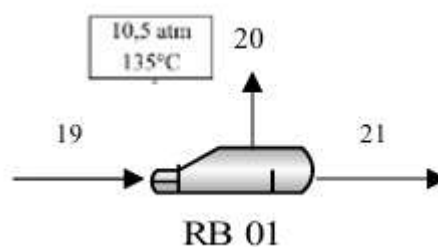
Neraca Panas Accumulator 01 (ACC-01)

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Q_{input}	10,391,704	0
Q_{distilat}	0	6,082,194
Q_{reflux}	0	4,309,509
Total	10,391,704	10,391,704

13. REBOILER – 01 (RB – 01)

Fungsi : Menguapkan kembali *liquid* dari *bottom product* KD-01

Gambar :



Keterangan:

Q_{19} = Aliran panas dari KD-01 masuk ke RB-01

Q_{21} = Aliran panas Keluar dari RB-01 ke EX-01

Q_{20} = Aliran panas dari RB-01 masuk ke KD-01

13.1. *Input*

Panas sensibel aliran masuk (Q_{19}) pada $T = 135^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qf (kJ/jam)
Etil Asetat	338.4089941	2.04E+04	6.91E+06
Butanol	21.60054624	1.87E+04	4.05E+05
Air	2933.923091	8.31E+03	2.44E+07
TOTAL			31,691,868.7483

13.2. *Output*

1) Panas sensibel *boil-up* (Q_{20}) pada $T = 135^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qv (kJ/jam)
Etil Asetat	260.067903	2.04E+04	5.31E+06
Butanol	16.60005751	1.87E+04	3.11E+05
Air	125.2625011	8.31E+03	1.04E+06
TOTAL			6,662,385.0471

2) Panas sensibel *bottom product* (Q_{21}) pada $T = 135^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qb (kJ/jam)
Etil Asetat	78.34109116	2.04E+04	1.60E+06
Butanol	5.000488732	1.87E+04	9.37E+04
Air	37.73322622	8.31E+03	3.14E+05
TOTAL			2,006,931.6835

Panas yang disuplai RB-01 (Q_{rb}) = 24,535,397.6669 kJ/jam

Persamaan *overall* neraca panas *reboiler*

$$Q_t = Q_f + Q_{rb} - Q_b$$

$$= 1,512,845.6492 \text{ kJ}$$

13.3. *Beban Panas Reboiler*

Media panas yang digunakan adalah *saturated steam* pada $T = 145^{\circ}\text{C}$. Data berikut diperoleh dari *Steam Table* F.1 buku Termodinamika oleh Smith:

$$\text{Entalpi liquid jenuh } H_L = 610.61 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh } H_v = 2740.3 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten } L = 2129.69 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{rb}}{(H_v - H_l)}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{24,535,397.6669 \text{ kJ/jam}}{(2740.3 - 610.61) \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{\text{steam}} = 710.3596 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa masuk oleh *input steam*:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Sin}} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\ &= 1,946,598.2996 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa keluar oleh *output steam*:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Sout}} &= m_{\text{steam}} \times H_L \\ &= 433,752.6503 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas *Reboiler-01* (RB-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qf	31,691,868.7483	0.0000
Qs in	1,946,598.2996	0.0000
Qboil up	0.0000	6,662,385.0471
Qbottom	0.0000	2,006,931.6835
Qs out	0.0000	433,752.6503
Qrb	0.0000	24,535,397.6669
Total	33,638,467.0478	33,638,467.0478

14. COOLER – 03 (C – 03)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu yang berasal dari RB-01 menuju Ex-01

Gambar :



Keterangan:

Q_{22} = aliran panas *input* C – 03

Q_{23} = aliran panas *output* C – 03

Q_{CW} = aliran panas *cooling water*

Perhitungan Panas *Input* C – 03

- Panas sensibel aliran Q_{22} pada temperatur 135°C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{22} (kJ/jam)
Air	38	6.54E+03	2.47E+05
Ethyl Acetat	78	1.42E+04	1112579.791
Butanol	5	2.21E+04	110354.8153
Total	121		1.47E+06

Perhitungan Panas *Output* C – 03

- Panas sensibel aliran Q_{23} pada temperatur 135°C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{23} (kJ/jam)
Air	38	1.37E+03	51543.55576
Ethyl Acetat	78	3.00E+03	235240.798
Butanol	5	4.72E+03	23617.93924
Total	121		310402.293

Perhitungan Panas *Cooling Water Input dan Output*

- Panas yang dilepaskan (Q_s) = $Q_{in} - Q_{out}$
 $= (1.47E+06 - 310402.293) \text{ kJ/Jam}$
 $= 1.16E+06 \text{ kJ/Jam}$

Data *cooling water* yang digunakan:

Cp air pendingin = 4,1795 kJ/Kg K

T_{in} = 28°C = 301,15K

T_{out} = 48°C = 321,15K

T_{ref} = 25°C = 298,15K

Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = 1.39E+04 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{CWin} &= m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_1 - T_{ref}) \\ &= 1.74E+05 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$\begin{aligned} Q_{CWout} &= m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_{ref}) \\ &= 1.33E+06 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

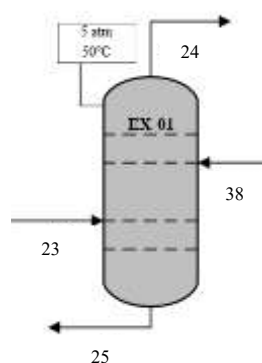
Neraca Panas Cooler – 03 (C – 03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	1.47E+06	-
Q _{out}	-	310402.293
Q _{win}	1.74E+05	-
Q _{wout}	-	1.33E+06
Total	1643763.199	1643763.199

15. EKTRACTOR (EX-01)

Fungsi : Memisahkan fase *Aqueous* dari campuran fase organic menggunakan air sebagai *Solvent*.

Gambar :



Keterangan:

Q_{23} = Aliran panas *Input*

Q_{25} = Aliran panas *output extract*

Q_{39} = Aliran panas *solvent* air

Q_{26} = Aliran panas *output* rafinat

Panas Sensibel *Input*

Panas Sensibel *Input* Aliran Organik pada T = 50 °C

Senyawa	n (kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q₂₃ (kJ)
Etil Asetat	78.34109116	1,783	139658.6199
Air	37.73322622	2,257	85162.32556
Butanol	5.000488732	2,266	11331.83272
TOTAL			236152.7781

Panas Sensibel *Input* Aliran *Solvent* pada T = 50 °C

Senyawa	n (kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q₃₈ (kJ)
Etil Asetat	0	1,783	0
Air	1943.026367	2,257	4385329.87
Butanol	0	2,266	0
TOTAL			4385329.87

Panas Sensibel *Output*

Panas Sensibel *Output* Aliran Ekstrak pada T = 50 °C

Senyawa	n (kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q₂₅ (kJ)
Etil Asetat	0.861752003	1,783	1536.244818
Air	1980.739785	2,257	4470447.491
Butanol	2.400234592	2,266	5439.279704

TOTAL	4477423.015
--------------	--------------------

Panas Sensibel *Output* Aliran *Rafinat* pada T = 50 °C

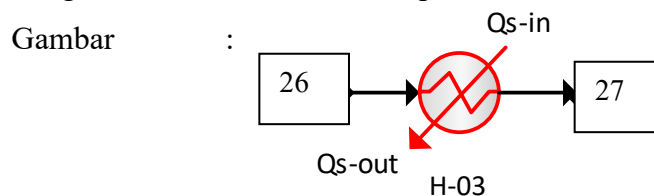
Senyawa	n (kmol)	CpΔT (kJ/kmol)	Q₂₄ (kJ)
Etil Asetat	77.47933916	1,783	138122.375
Air	0.019807596	2,257	44.70492196
Butanol	2.600254141	2,266	5892.553013
TOTAL			144014.928

Neraca Panas *Overall* Ekstraktor –01 (Eks-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	236152.7781	0
Q _{solven}	4385329.87	0
Q _{rafinat}	0	144014.928
Q _{ekstrak}	0	4477423.015
Total	4621482.648	4621437.943

16. Heater (H-03)

Fungsi : Memanaskan produk *bottom* Ex-01



Keterangan :

Aliran 26 = Aliran *feed* dari Ex-01

Aliran 27 = Aliran *output* menuju KD-02

Qs-in = Aliran panas *steam* masuk H-02

Q_{s-out} = Aliran panas *steam* keluar H-02

Panas Sensibel Aliran 26 pada T = 50 °C

Komponen	Kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₂₆ (kJ)
Air	1980.739785	1,883	3729772.817
Etil Asetat	0.861752003	4,335	3735.519961
Butanol	2.400234592	4,051	9.72E+03
Total	287.7580674		3743232.373

Panas Sensibel Aliran 27 pada T = 132.5 °C

Komponen	Kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₂₇ (kJ)
Air	1980.739785	8,116	16076502.14
Etil Asetat	0.861752003	19,908	17156.12153
Butanol	2.400234592	18,275	4.39E+04
Total	287.7580674		16137521.35

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu campuran dari 50°C menjadi 132.5°C adalah:

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 12394288.98 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Media panas yang digunakan berupa *saturated steam* 140°C, data yang didapat yaitu (STEAM TABLE, M. D. Koretsky, "Engineering and Chemical Thermodynamics", John Wiley & Sons, 2004) :

$$H_v = 2733.9 \text{ KJ/kg}$$

$$H_L = 589.11 \text{ KJ/kg}$$

$$\lambda = 2144.79 \text{ KJ/kg}$$

Jumlah *steam* dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 m_s &= \frac{Q_s}{\lambda} \\
 &= 5778.789056 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Panas *steam* masuk:

$$Q_{s-in} = m_s H_v$$

$$= 5778.789056 \text{ kg} \times 2733.9 \text{ kJ/kg}$$

$$= 15798631.4 \text{ kJ}$$

Panas *steam* keluar:

$$Q_{s-out} = m_s H_L$$

$$= 3404342.421 \text{ kJ}$$

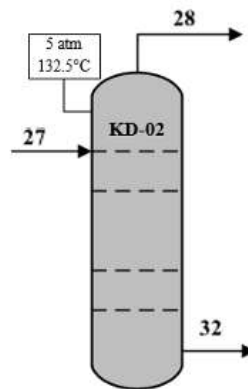
Neraca Panas Heater 03 (H-03)

Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{26}	3743232.373	-
Q_{27}	-	16137521.35
Q_{s-in}	15798631.4	-
Q_{s-out}	-	3404342.421
Total	19541863.77	19541863.77

17. KOLOM DESTILASI – 02 (KD – 02)

Fungsi : Memisahkan produk air dengan komponen lainnya.

Gambar :



Keterangan:

Q_{27} = Aliran Ekstrak dari EX-01 Masuk ke KD-02

Q_{28} = Aliran *Top Product* Keluar dari KD-02 ke MP-03

Q_{32} = Aliran *Bottom Product* Keluar dari KD-02 ke MP-02

Kondisi operasi:

Temperatur *feed* = 132.5 °C = 405.6500 K

Temperatur *top* = 90 °C = 363.1500 K

$$\text{Temperatur } bottom = 145.0^{\circ}\text{C} = 418.1500 \text{ K}$$

13.1. Input

Panas sensibel masuk KD-02 Q_{27} , pada $T = 132.5^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{27} (kJ/jam)
Ethyl Acetat	1	1.99E+04	1.72E+04
Butanol	2	1.02E+04	2.44E+04
Air	1,981	8.12E+03	1.61E+07
Total	1,984		16,118,040.6296

13.2. Output

1) Panas sensibel *output top product* KD-02 Q_{28} menuju CD-02, pada $T = 132.5^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{28} (kJ/jam)
Ethyl Acetat	1	8.08E+03	6.96E+03
Butanol	2	1.36E+04	3.28E+04
Air	0	3.65E+03	0.00E+00
Total	3		39,716.1342

2) Panas sensibel *output bottom product* KD-02 Q_{32} menuju RB-02, pada $T = 132.5^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{32} (kJ/jam)
Etil Asetat	0	2.25E+04	0.00E+00
Air	1980.739785	9.08E+03	1.80E+07
Butanol	0	1.15E+04	0.00E+00
Total	1980.739785		1.80E+07

Neraca Panas Total

$$Q_{CD} = \text{in} + \text{laten} - (\text{destilat} + \text{refluks})$$

$$Q_{CD} = 185,677.2081 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_T = 2,521,344.9720 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{rb} = 4,576,021.0165 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Kolom Distilasi-02 (KD-02)

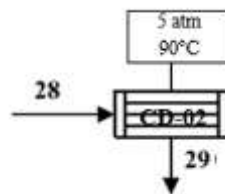
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
----------	------------------	-------------------

Qf	16,118,040.6296	0.0000
Qrb	4,576,021.0165	0.0000
Qd	0.0000	39,716.1342
Qb	0.0000	17,987,039.4660
Qcd	0.0000	185,677.2081
Qlv	0.0000	2,481,628.8377
Total	20,694,061.6461	20,694,061.6461

18. CONDENSOR – 02 (CD – 02)

Fungsi : Mengkondensasikan uap keluaran bagian atas kolom distilasi (KD-02)

Gambar :



Keterangan:

Q_{28} = Aliran panas dari KD-02 masuk CD-02

Q_{29} = Aliran panas yang keluar dari CD-02

Q_{Win} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* masuk CD-02

Q_{Wout} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* keluar CD-02

11.1. Input

1) Panas sensibel masuk (Q_{29}) pada $T = 90^\circ\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{30} (kJ/jam)
Etil Asetat	6.741789853	8.08E+03	5.45E+04
Butanol	18.77803008	7.87+03	1.48E+05
Total	25.51981993		54,481.2375

2)Panas laten uap masuk CD-01 pada $T = 90^\circ\text{C}$

$$H_v = H_{v,b} \left(\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right)^{0.38}$$

Komponen	H _{v,b} (J/mol)	T _c (K)	T _b (K)
Etil Asetat	32.23	523.3	350.3
Butanol	43.24	562.93	390.81

Komponen	n (kmol/jam)	dH _v (kJ/kmol)	Q _v (kJ/jam)
Etil Asetat	6.741789853	31061.32089	209408.898
Etanol	18.77803008	63024	1183466.568
Total	25.51981993		209,408.8980

$$\begin{aligned}
 \text{Panas aliran masuk CD-02 (Q}_{28}\text{)} &= Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}} \\
 &= (54,481.2375 + 209,408.8980) \text{ kJ/jam} \\
 &= 263,890.1355 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

11.2. Output

1) Panas sensibel distilat (D) keluar (Q_d) pada T = 90°C

Komponen	n (kmol/jam)	C _p dt (kJ/kmol K)	Q _d (kJ/jam)
Etil Asetat	0.861745196	1.16E+04	1.00E+04
Butanol	2.400234592	1.08E+04	2.58E+04

2) Panas sensibel *refluks* (L) keluar (Q_r) pada T = 90°C

Komponen	n (kmol/jam)	C _p dt (kJ/kmol K)	Q _r (kJ/jam)
Etil Asetat	5.880044657	1.16E+04	6.82E+04
Butanol	16.37779549	1.08E+04	1.76E+05
Total	22.25784015		68,215.6393

11.3. Beban Panas Kondensor

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_c(Q_{in} + Q_v) - Q_r - Q_d \\
 &= 185,677.2081 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Data *cooling water* yang digunakan:

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ air pendingin} &= 4.1870 \text{ kJ/Kg K} \\
 T_{in} &= 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K} \\
 T_{out} &= 55^\circ\text{C} = 328,15\text{K} \\
 T_{ref} &= 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K}
 \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 \text{Massa cooling water} &= \frac{Q_s}{C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_2 - T_1)} \\
 &= \frac{185,677.2081 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4.1870 \text{ kJ/kg} \times (303,15\text{K} - 298,15\text{K})} \\
 &= 1,773.8448 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

- Panas sensibel aliran panas *cooling water* masuk

$$\begin{aligned}
 Q_{CWin} &= m \times C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_1 - T_{\text{ref}}) \\
 &= 37,135.4416 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

- Panas sensibel aliran panas *cooling water* keluar

$$\begin{aligned}
 Q_{CWout} &= m \times C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_2 - T_{\text{ref}}) \\
 &= 222,812.6498 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas *Condenser-02* (CD-02)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qc in	54,481.2375	0.0000
Qc water in	37,135.4416	0.0000
Qr	0.0000	68,215.6393
Qd	0.0000	9,997.2879
Qc water out	0.0000	222,812.6498
Qlc	0.0000	-209,408.8980
Total	91,616.6791	91,616.6791

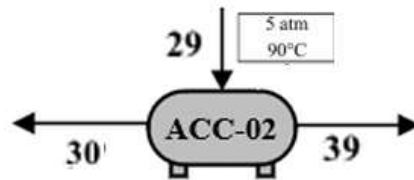
19. ACCUMULATOR-02 (ACC-02)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari CD-02.

Temperatur : 90 °C

Tekanan : 5 atm

Gambar :



Keterangan :

Aliran 29 = Aliran *input* ACC-02 dari Kondenser (CD-02)

Aliran 30 = Aliran *output* ACC-02 kembali ke Kolom Distilasi (KD-02)

Aliran 39 = Aliran *output* ACC-02 menuju ke MP-03

Panas Sensibel *Input* Q_{29} pada $T = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/mol)	Q (kJ)
Etil Asetat	7	11.601	78.213
Butanol	18	35.469	666.033
Total			744.246

Panas Sensibel *Output* Distilat pada $T = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/mol)	Q (kJ)
Etil Asetat	1	11.601	9.997
Butanol	2	35.469	85.133
Total			95,131

Panas Sensibel *Output* *Reflux* pada $T = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$C_p \Delta T$ (kJ/mol)	Q (kJ)
Etil Asetat	6	11.601	68.216
Butanol	16	35.469	580.900
Total			649,115

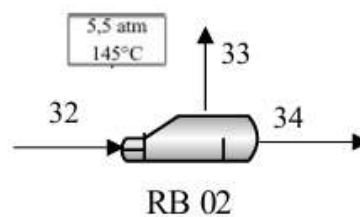
Neraca Panas Accumulator 02 (ACC-02)

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Q_{input}	744,246	0
Q_{distilat}	0	649,115
Q_{reflux}	0	95,131
Total	744,246	744,246

20. REBOILER – 02 (RB – 02)

Fungsi : Menguapkan sebagian produk *bottom* Kolom Distilasi-02 (KD-02).

Gambar :



Keterangan:

Q_{32} = Aliran panas dari KD-02 masuk ke RB-02

Q_{34} = Aliran panas keluar dari RB-02 ke MP-02

Q_{33} = Aliran panas dari RB-02 masuk ke KD-02

11.1. Input

Panas sensibel aliran masuk (Q_{32}) pada $T = 145^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_f (kJ/jam)
Air	2006.259605	9.08E+03	1.82E+07
TOTAL			18,218,784.1959

11.2. Output

1) Panas sensibel *boil-up* (Q_{33}) pada $T = 145^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_v (kJ/jam)
Air	25.51981985	9.08E+03	2.32E+05
TOTAL			2.32E+05

2) Panas sensibel *bottom product* (Q_{34}) pada $T = 145^\circ\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qb (kJ/jam)
Air	1980.739785	9.08E+03	1.80E+07
TOTAL			17,987,039.4660

Panas yang disuplai RB-02 (Q_{rb}) = 4,576,021.0165 kJ/jam

Persamaan *overall* neraca panas *reboiler*

$$Q_t = Q_f + Q_{rb} - Q_b$$

$$= 4,576,021.0165 \text{ kJ}$$

11.3. Beban Panas *Reboiler*

Media panas yang digunakan adalah *saturated steam* pada $T = 155^\circ\text{C}$. Data berikut diperoleh dari *Steam Table* F.1 buku Termodinamika oleh Smith:

$$\begin{aligned} \text{Entalpi liquid jenuh } H_L &= 653.82 \text{ kJ/kg} \\ \text{Entalpi uap jenuh } H_v &= 2752.4 \text{ kJ/kg} \\ \text{Panas Laten } L &= 2098.58 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{rb}}{(H_v - H_L)}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{4,576,021.0165 \text{ kJ/jam}}{(2752.4 - 653.82) \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{\text{steam}} = 2,180.5321 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa masuk oleh *input steam*:

$$Q_{\text{Sin}} = m_{\text{steam}} \times H_v$$

$$= 6,001,696.5023 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa keluar oleh *output steam*:

$$Q_{\text{Sout}} = m_{\text{steam}} \times H_L$$

$$= 1,425,675.4858 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas *Reboiler-02* (RB-02)

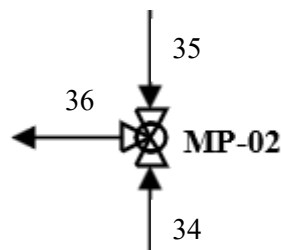
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qf	18,218,784.1959	0.0000

Qs in	6,001,696.5023	0.0000
Qboil up	0.0000	231,744.7300
Qbottom	0.0000	17,987,039.4660
Qs out	0.0000	1,425,675.4858
Qrb	0.0000	4,576,021.0165
Total	24,220,480.6983	24,220,480.6983

21. MIXING POINT – 02 (MP – 02)

Fungsi : Tempat untuk mencampurkan solven dari *water tank* dan hasil *recycle* ekstrak RB-02

Gambar :



Keterangan :

Q₃₅ = Aliran solven dari *Water Treatment Process* masuk ke MP-02

Q₃₄ = Aliran *Recycle Ekstrak* dari RB-02 *direcycle* ke MP-02

Q₃₆ = Aliran panas keluar dari MP-02 ke EX-01

Perhitungan Panas *Input* MP – 02

- Panas sensibel aliran Q₃₄ pada T = 145°C (418.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₃₄ (kJ/jam)
Air	37.73322622	9.08E+03	3.43E+05
Total	37.73322622	9.08E+03	3.43E+05

- Panas sensibel aliran Q₃₅ pada T = 145°C (418.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₃₅ (kJ/jam)
Air	1943.026367	9.08E+03	1.76E+07
Total	1943.026367	9.08E+03	1.76E+07

Perhitungan Panas *Output* MP – 01

- Panas sensibel aliran Q_{36} pada $T = 145^{\circ}\text{C}$ (418.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{36} (kJ/jam)
Air	1980.759593	9.08E+03	1.80E+07
Total	1980.759593	9.08E+03	1.80E+07

Neraca Panas Mixing Point – 02 (MP – 02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{34}	3.43E+05	0
Q_{35}	1.76E+07	0
Q_{36}	0	1.80E+07
Total	17987219.34	17987219.34

22. COOLER – 04 (C – 04)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu yang berasal dari MP-02 menuju Ex-01

Gambar :



Keterangan:

Q_{37} = aliran panas *input* C – 04

Q_{38} = aliran panas *output* C – 04

Q_{CW} = aliran panas *cooling water*

Perhitungan Panas *Input* C – 04

- Panas sensibel aliran Q_{37} pada temperatur 145°C (418.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{37} (kJ/jam)
Air	1,981	1.56E+04	3.09E+07
Total	1,981		3.09E+07

Perhitungan Panas *Output* C – 04

- Panas sensibel aliran Q_{38} pada temperatur 50°C (323.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₃₈ (kJ/jam)
Air	1,981	3.00E+03	5947778.623
Total	1,981		5947778.623

Perhitungan Panas *Cooling Water Input* dan *Output*

- Panas yang dilepaskan (Q_s) = $Q_{in} - Q_{out}$
 $= (3.09E+07 - 5947778.623) \text{ kJ/Jam}$
 $= 24993004.37 \text{ kJ/Jam}$

Data *cooling water* yang digunakan:

Cp air pendingin	= 4,1795 kJ/Kg K
T _{in}	= 28°C = 301,15K
T _{out}	= 48°C = 321,15K
T _{ref}	= 25°C = 298,15K

Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = 298673.5704 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$Q_{CWin} = m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$= 3748950.656 \text{ kJ/Jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$Q_{CWout} = m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$= 28741955.03 \text{ kJ/Jam}$$

Neraca Panas *Cooler* – 04 (C – 04)

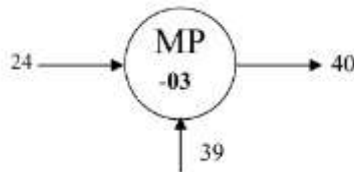
Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	30940783.00	-
Q _{out}	-	5947778.623
Q _{win}	3748950.66	-

Qwout	-	2.87E+07
Total	34689733.65	34689733.65

23. MIXING POINT – 03 (MP – 03)

Fungsi : Tempat untuk mencampurkan solven dari *water tank* dan hasil *recycle* ekstrak RB-02

Gambar :



Keterangan :

Q_{24} = Aliran *Rafinate* dari EX-01 Masuk ke MP-03

Q_{39} = Aliran *Top Product* dari KD-02

Q_{40} = Aliran panas keluar dari MP-03 ke KD-03

Perhitungan Panas *Input* MP – 03

- Panas sensibel aliran Q_{24} pada $T = 50^{\circ}\text{C}$ (323.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{24} (kJ/jam)
Etil Asetat	77.47933916	4.33E+03	3.36E+05
Butanol	2.600254141	4.05E+03	1.05E+04
Total	80.0795933	8.38E+03	3.46E+05

- Panas sensibel aliran Q_{39} pada $T = 50^{\circ}\text{C}$ (323.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{39} (kJ/jam)
Etil Asetat	0.861745196	4.33E+03	3.74E+03
Butanol	2.400234592	4.05E+03	9723.435484
Total	3.261979788	8.38E+03	1.35E+04

Perhitungan Panas *Output* MP – 03

- Panas sensibel aliran Q_{40} pada $T = 50^{\circ}\text{C}$ (323.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₄₀ (kJ/jam)
Etil Asetat	78.34108435	4.33E+03	3.40E+05
Butanol	5.000488733	4.05E+03	2.03E+04
Total	83.34157308	8.38E+03	3.60E+05

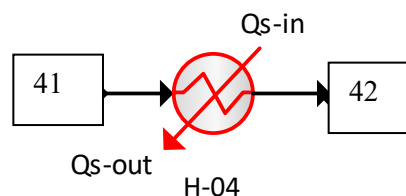
Neraca Panas Mixing Point – 03 (MP – 03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₂₄	3.46E+05	0
Q ₃₉	1.35E+04	0
Q ₄₀	0	3.60E+05
Total	359849.8514	359849.8514

24. Heater (H-04)

Fungsi : Memanaskan produk keluaran MP-03 menuju KD-03

Gambar :



Keterangan :

Aliran 41 = Aliran *feed* dari MP-03

Aliran 42 = Aliran *output* menuju KD-03

Qs-in = Aliran panas *steam* masuk H-03

Qs-out = Aliran panas *steam* keluar H-03

Panas Sensibel Aliran 41 pada T = 50 °C

Komponen	Kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₄₁ (kJ)
Etil Asetat	77.47933916	4,335	335857.2037
Butanol	2.600254141	4,051	1.05E+04
Total	80.0795933		346391.5756

Panas Sensibel Aliran 42 pada T = 100 °C

Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q ₄₂ (kJ)
Etil Asetat	77.47933916	13,494	1045528.896
Butanol	2.600254141	12,488	3.25E+04
Total	80.0795933		1078000.02

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu campuran dari 50°C menjadi 100°C adalah:

$$Q_s = Q_2 - Q_1$$

$$= 731608.4469 \text{ kJ}$$

Media panas yang digunakan berupa *saturated steam* 110°C, data yang didapat yaitu (STEAM TABLE, M. D. Koretsky, "Engineering and Chemical Thermodynamics", John Wiley & Sons, 2004) :

$$H_v = 2691.5 \text{ KJ/kg}$$

$$H_L = 461.27 \text{ KJ/kg}$$

$$\lambda = 2230.23 \text{ KJ/kg}$$

Jumlah *steam* dibutuhkan:

$$m_s = \frac{Q_s}{\lambda}$$

$$= 328.0417028 \text{ kg}$$

Panas *steam* masuk:

$$Q_{s-in} = m_s H_v$$

$$= 328.0417028 \text{ kg} \times 2691.5 \text{ kJ/kg}$$

$$= 882924.2432 \text{ kJ}$$

Panas *steam* keluar:

$$Q_{s-out} = m_s H_L$$

$$= 151315.7963 \text{ kJ}$$

Neraca Panas Heater 04 (H-04)

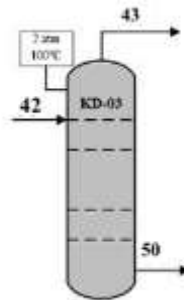
Panas	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₄₁	346391.5756	-
Q ₄₂	-	1078000.022
Q _{s-in}	882924.2432	-

Qs-out	-	151315.7963
Total	1229315.819	1229315.819

25. KOLOM DESTILASI – 03 (KD – 03)

Fungsi : Memisahkan produk etil asetat dengan komponen lainnya.

Gambar :



Keterangan:

Q_{42} = Aliran *output* dari MP-03 Masuk ke KD-03

Q_{43} = Aliran *Top Product* Keluar dari KD-03 ke CD-03

Q_{50} = Aliran *Bottom Product* Keluar dari KD-03 ke T-03

Kondisi operasi:

Temperatur *feed* = 100 °C = 373.1500 K

Temperatur *top* = 60 °C = 333.1500 K

Temperatur *bottom* = 111°C = 384.1500 K

13.1. Input

Panas sensibel masuk KD-03 Q_{42} , pada T = 100 °C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{42} (kJ/jam)
Ethyl Acetat	77	1.35E+04	1.05E+06
Butanol	3	6.83E+03	1.77E+04
Air	0	5.64E+03	1.12E+02
Total	80		1,063,387.9949

13.2. Ouput

1) Panas sensibel *output top product* KD-03 Q_{43} menuju CD-03, pada T = 60°C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₄₃ (kJ/jam)
Ethyl Acetat	77	4.24E+03	3.29E+05
Butanol	0	9.24E+03	2.40E-04
Air	0	2.54E+03	5.02E-07
Total	77		328,558.7956

2) Panas sensibel *output bottom product* KD-03 Q₅₀ menuju RB-03, pada T = 111 °C

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q ₅₀ (kJ/jam)
Etil Asetat	0	1.56E+04	0.00E+00
Air	0.019807596	6.48E+03	1.28E+02
Butanol	2.600254115	7.92E+03	2.06E+04
Total	2.620061711		2.07E+04

3) Panas Laten Penguapan (Q_{lv})

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH _v	Q _{lv} (Kj)
Etil Asetat	3.52E+02	6.11E+03	225470.6183
Total	3.52E+02		225470.6183

Neraca Panas Total

$$Q_{CD} = \text{in} + \text{laten} - (\text{destilat} + \text{refluks})$$

$$Q_{CD} = 11,015,059.9732 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q_T = 554,029.4139 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q_{rb} = 10,526,430.6333 \quad \text{kJ/jam}$$

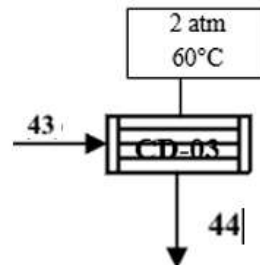
Neraca Panas Kolom Distilasi-03 (KD-03)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _f	1,063,387.9949	0.0000
Q _{rb}	10,526,430.6333	0.0000
Q _d	0.0000	328,558.7956
Q _b	0.0000	20,729.2411
Q _{cd}	0.0000	11,015,059.9732
Q _{lv}	0.0000	225,470.6183
Total	11,589,818.6282	11,589,818.6282

26. CONDENSOR – 03 (CD – 03)

Fungsi : Mengkondensasikan uap keluaran bagian atas kolom distilasi (KD-03)

Gambar :



Keterangan:

Q_{43} = Aliran panas dari KD-03 masuk CD-03

Q_{44} = Aliran panas yang keluar dari CD-03

Q_{Win} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* masuk CD-03

Q_{Wout} = Aliran panas yang dibawa *cooling water* keluar CD-03

26.1. Input

1) Panas sensibel masuk (Q_{43}) pada $T = 60^\circ\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	$C_p dt$ (kJ/kmol K)	Q_{43} (kJ/jam)
Etil Asetat	351.7546441	4.24E+03	1.49E+06
Total	351.7546441		1.49E+06

2) Panas laten uap masuk CD-03 pada $T = 60^\circ\text{C}$

Komponen	$H_{v,b}$ (J/mol)	T_c (K)	T_b (K)
Etil Asetat	32.23	523.3	350.3

Komponen	n (kmol/jam)	dH_v (kJ/kmol)	Q_v (kJ/jam)
Etil Asetat	351.7546441	33184.03052	11672636.84
Total	351.7546441		11672636.84

$$\begin{aligned}
 \text{Panas aliran masuk CD-03 } (Q_{In}) &= Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}} \\
 &= (1,491,650.3488 + 11672636.84) \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$= 13,164,287.1932 \text{ kJ/jam}$$

26.2. Output

1) Panas sensibel distilat (D) keluar (Q_d) pada $T = 60^\circ\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{31} (kJ/jam)
Etil Asetat	77.47933838	6.11E+03	4.73E+05
Total	77.47933838		4.73E+05

2) Panas sensibel *refluks* (L) keluar (Q_{ref}) pada $T = 60^\circ\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{ref} (kJ/jam)
Etil Asetat	274.2753057	6.11E+03	1.68E+06
Total	274.2753057		1.68E+06

26.3. Beban Panas Kondensor

$$Q_s = Q_c (Q_{\text{in}} + Q_v) - Q_r - Q_d$$

$$= 11,015,059.9732 \text{ kJ/jam}$$

Data *cooling water* yang digunakan:

$$\begin{aligned} \text{Cp air pendingin} &= 4.1870 \text{ kJ/Kg K} \\ T_{\text{in}} &= 30^\circ\text{C} = 303,15\text{K} \\ T_{\text{out}} &= 55^\circ\text{C} = 328,15\text{K} \\ T_{\text{ref}} &= 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K} \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \text{Massa } \textit{cooling water} &= \frac{Q_s}{C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_2 - T_1)} \\ &= \frac{11,015,059.9732 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4.1870 \text{ kJ/kg} \times (303,15\text{K} - 298,15\text{K})} \\ &= 105,231.0482 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

➤ Panas sensibel aliran panas *cooling water* masuk

$$\begin{aligned} Q_{\text{CWin}} &= m \times C_{p_{\text{cooling water}}} \times (T_1 - T_{\text{ref}}) \\ &= 2,203,011.9946 \text{ kJ/Jam} \end{aligned}$$

- Panas sensibel aliran panas *cooling water* keluar

$$Q_{CWout} = m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$= 13,218,071.9678 \text{ kJ/Jam}$$

Neraca Panas *Condenser-03* (CD-03)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qc in	1,491,650.3488	0.0000
Qc <i>water in</i>	2,203,011.9946	0.0000
Qr	0.0000	1,675,827.0650
Qd	0.0000	473,400.1550
Qc <i>water out</i>	0.0000	13,218,071.9678
Qlc	0.0000	-11,672,636.8443
Total	3,694,662.3435	3,694,662.3435

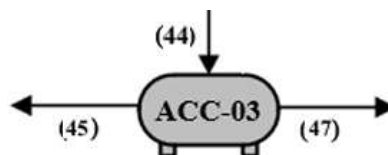
27. ACCUMULATOR-03 (ACC-03)

Fungsi : Menampung sementara hasil kondensasi dari CD-03.

Temperatur : 60 °C

Tekanan : 2 atm

Gambar :



Keterangan :

Aliran 44 = Aliran *input* ACC-03 dari Kondenser (CD-03)

Aliran 45 = Aliran *output* ACC-03 kembali ke Kolom Distilasi (KD-03)

Aliran 47 = Aliran *output* ACC-03 menuju ke Cooler-05

Panas Sensibel *Input* Q₄₄ pada T = 60 °C

Komponen	n (kmol)	Cp ΔT (kJ/mol)	Q (kJ)
----------	----------	----------------	--------

Etil Asetat	352	6,110	2,149,227
Total			2,149,227

Panas Sensibel *Output Distilat* pada T = 60 °C

Komponen	n (kmol)	Cp ΔT (kJ/mol)	Q (kJ)
Etil Asetat	77	6,110	473,400
Total			473,400

Panas Sensibel *Output Reflux* pada T = 60 °C

Komponen	n (kmol)	Cp ΔT (kJ/mol)	Q (kJ)
Etil Asetat	274	6,110	1,675,827
Total			1,675,827

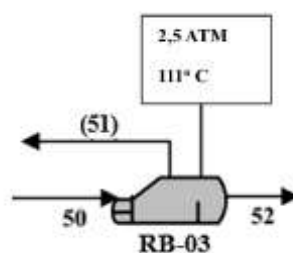
Neraca Panas Accumulator 03 (ACC-03)

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Q _{input}	2,149,227	0
Q _{distilat}	0	1,675,827
Q _{reflux}	0	473,400
Total	2,149,227	2,149,227

28. REBOILER – 03 (RB – 03)

Fungsi : Memanaskan Aliran *Liquid Bottom Product* KD-03

Gambar :



Keterangan:

Q_{50} = Aliran panas dari KD-03 masuk ke RB-03

Q_{51} = Aliran panas keluar dari RB-03 ke KD-03

Q_{52} = Aliran panas dari RB-03 masuk ke *Water Treatment*

28.1. Input

Panas sensibel aliran masuk (Q_{50}) pada $T = 111^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qf (kJ/jam)
Butanol	351.6955395	7.92E+03	2.79E+06
Air	2.679062414	6.48E+03	1.73E+04
TOTAL			2,803,718.9118

28.2. Output

1) Panas sensibel *boil-up* (Q_{51}) pada $T = 111^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qf (kJ/jam)
Butanol	349.0952854	7.92E+03	2.77E+06
Air	2.659254819	6.48E+03	1.72E+04
TOTAL			2,782,989.6707

2) Panas sensibel *bottom product* (Q_{52}) pada $T = 111^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Qb (kJ/jam)
Butanol	2.600254115	7.92E+03	2.06E+04
Air	0.019807596	6.48E+03	1.28E+02
TOTAL			20,729.2411

Panas yang disuplai RB-03 (Q_{rb}) = 10,526,430.6333 kJ/jam

Persamaan *overall* neraca panas *reboiler*

$$Q_t = Q_f + Q_{rb} - Q_b$$

$$= 10,526,430.6333 \text{ kJ}$$

28.3. Beban Panas Reboiler

Media panas yang digunakan adalah *saturated steam* pada $T = 120^{\circ}\text{C}$. Data berikut diperoleh dari *Steam Table* F.1 buku Termodinamika oleh Smith:

Entalpi liquid jenuh H_L = 461.27 kJ/kg

Entalpi uap jenuh H_v = 2691.5 kJ/kg

$$\text{Panas Laten } L = 2230.23 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah *steam* yang dibutuhkan

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{rb}}}{(H_v - H_L)}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{10,526,430.6333 \text{ kJ/jam}}{(2691.5 - 461.27) \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{\text{steam}} = 4,719.8857 \text{ kg/jam}$$

Panas yang dibawa masuk oleh *input steam*:

$$Q_{\text{Sin}} = m_{\text{steam}} \times H_v$$

$$= 12,703,572.2995 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa keluar oleh *output steam*:

$$Q_{\text{Sout}} = m_{\text{steam}} \times H_L$$

$$= 2,177,141.6662 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas *Reboiler-03* (RB-03)

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qf	2,803,718.9118	0.0000
Qs in	12,703,572.2995	0.0000
Qboil up	0.0000	2,782,989.6707
Qbottom	0.0000	20,729.2411
Qs out	0.0000	2,177,141.6662
Qrb	0.0000	10,526,430.6333
Total	15,507,291.2113	15,507,291.2113

29. COOLER – 05 (C – 05)

Fungsi : Menurunkan suhu yang berasal dari ACC-03 menuju tangki etil asetat.

Gambar :



Keterangan:

- Q_{48} = aliran panas *input* C – 05
- Q_{49} = aliran panas *output* C – 05
- Q_{CW} = aliran panas *cooling water*

Perhitungan Panas *Input* C – 05

- Panas sensibel aliran Q_{48} pada temperatur 60 °C (333.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{48} (kJ/jam)
Ethyl Acetat	77	4.24E+03	3.29E+05
Total	77		3.29E+05

Perhitungan Panas *Output* C – 05

- Panas sensibel aliran Q_{49} pada temperatur 30°C (303.15 K)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dt (kJ/kmol K)	Q_{49} (kJ/jam)
Ethyl Acetat	77	5.90E+02	45722.36682
Total	77		45722.36682

Perhitungan Panas *Cooling Water Input dan Output*

- Panas yang dilepaskan (Q_s) = $Q_{in} - Q_{out}$
 $= (3.29E+05 - 45722.36682) \text{ kJ/Jam}$
 $= 2.83E+05 \text{ kJ/Jam}$

Data *cooling water* yang digunakan:

$$Cp \text{ air pendingin} = 4,1795 \text{ kJ/Kg K}$$

$$T_{in} = 28^\circ\text{C} = 301,15\text{K}$$

$$T_{out} = 48^\circ\text{C} = 321,15\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15\text{K}$$

Menghitung Jumlah Pendingin yang dibutuhkan:

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{\text{cooling water}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = 3379.97644 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk

$$Q_{CW_{in}} = m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$= 42425.46428 \text{ kJ/Jam}$$

➤ Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar

$$Q_{CW_{out}} = m \times C_{p_{cooling\ water}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$= 325261.8928 \text{ kJ/Jam}$$

Neraca Panas *Cooler* – 05 (C – 05)

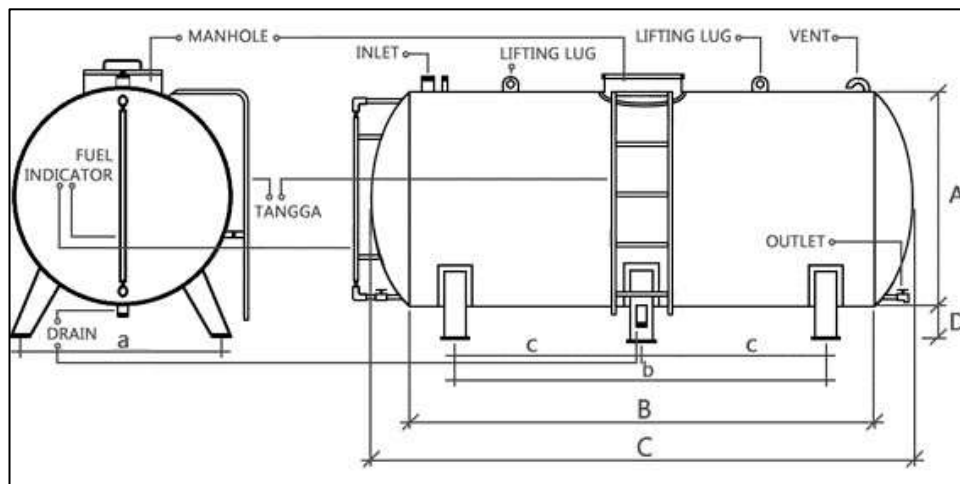
Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{in}	328558.7954	-
Q _{out}	-	45722.36682
Q _{win}	42425.46428	-
Q _{wout}	-	325261.8928
Total	370984.2596	370984.2596

LAMPIRAN III

SPESIFIKASI PERALATAN

1. *Accumulator* – 01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung kondensat dari CD-01
 Tipe : Silinder horizontal dengan *ellipsoidal head*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel*
 Gambar :



Data Kondisi Operasi :

Tekanan = 10 atm
 Temperatur, T = 100.000 °C
 Laju alir massa, ms = 15.610,6803 kLg/jam
 Densitas fluida, ρ = 514,3177 kg/m³
 Residence time = 5 menit = 0,0833 jam

Perhitungan Desain

a. Kapasitas *Accumulator*

$$\text{Volume liquid} = \frac{ms}{\rho} \times \text{residence time} \quad (\text{Peters, 4th Edition, hal. 537})$$

$$\text{Volume Liquid} = \frac{15.610,6803 \text{ kg/jam}}{514,3177 \text{ kg/m}^3} \times 0,1667 \text{ jam}$$

$$\text{Volume Liquid} = 2,7823 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume accumulator} &= (1+10\%) \times 2,7823 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,0605 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Dimensi Ukuran *Accumulator*

- Volume Silinder, V_s (Peters, 4th Edition, hal. 538)

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 L_s$$

$$L_s = 4D$$

$$V_s = \pi D^3$$

- Volume Ellipsoidal, V_e (Peters, 4th Edition, hal. 537)

$$V_e = \frac{\pi D^3}{24}$$

- Volume *Accumulator*, V_a

$$V_a = V_s + 2V_e$$

$$V_a = \pi D^3 + 2 \left(\frac{\pi D^3}{24} \right) = 3,403 D^3$$

- Diameter *Accumulator*

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_a}{3,403}}$$

$$D = 1,2457 \text{ m}$$

$$V_s = 2,411808254 \text{ m}^3$$

$$V_e = 0,268080424 \text{ m}^3$$

$$V_T = V_s + 2V_e = 2,947969102 \text{ m}^3$$

c. Panjang *Accumulator*

- Panjang Silinder

$$L_s = 4D = 1,8686 \text{ m}$$

- Panjang Ellipsoidal

$$L_e = (1/4)D = 0,3114 \text{ m}$$

- Panjang Total

$$L_T = L_s + 2L_e = 2,4915 \text{ m}$$

d. Tebal Dinding *Accumulator*

Persamaan tebal dinding silinder (Peters, 4th Edition, hal. 537) :

$$t_s = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C$$

Persamaan tebal dinding ellipsoidal head (Peters, 4th Edition, hal. 537)

$$t_e = \left(\frac{P \times D}{2S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

Keterangan :

t = Tebal dinding (m)

P = Tekanan desain = 146,9600 psig

D = Diameter *accumulator* = 1,2457 m

r = Jari-jari *accumulator* = 0,622874068 m

S = Working stress allowable = 13700 psi

E = Joint efficiency = 0,850

C = Korosi maksimum = 0,015 in/tahun x 11 tahun (*life time*)
= 0,0042 m

Tebal dinding silinder

$$t_s = \left(\frac{146,9600 \text{ psig} \times 0,6229 \text{ in}}{13700 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 146,9600 \text{ psig}} \right) + 0,0042$$

$$t_s = 0,1463 \text{ in} = 0,0121 \text{ m} = 0,000121117 \text{ cm}$$

e. Outside Diameter *Accumulator*

ID = 1,2457 m

OD = ID + 2 t_s

OD = 1,2457 m + 2 (0,0121) m = 1,2700 m

IDENTIFIKASI

Nama alat *Accumulator* – 01

Kode Alat ACC-01

Fungsi 1 Unit

Jumlah Menampung Kondensat dari CD – 01

DATA DESAIN

Tipe *Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head*

Kapasitas 2,7823 m³

Tekanan 10 Atm

Temperatur 100.000 °C

Diameter 1,2700 M

Panjang 2,4915 M

Tebal dinding	0,0121 M
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

2. *Accumulator – 02 (ACC-02)*

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Accumulator – 02</i>
Kode Alat	ACC-02
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 02
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	5,9367 m ³
Tekanan	5 Atm
Temperatur	90 °C
Diameter	1,6223 M
Panjang	3,2076 M
Tebal dinding	0,0093 M
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

3. *Accumulator – 03 (ACC-03)*

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Accumulator – 03</i>
Kode Alat	ACC-03
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 03
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	1,0430 m ³
Tekanan	2 Atm
Temperatur	60 °C
Diameter	0,9089 M
Panjang	1,7965 M
Tebal dinding	0,0053 M

Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
------------------	---------------------

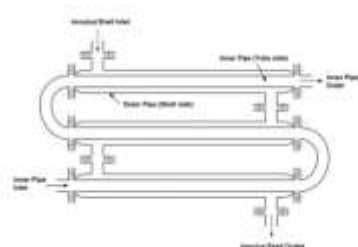
4. **Cooler-01 (C-01)**

Fungsi : Menurunkan *Temperatur* Keluaran R-01

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



Fluida Panas (Campuran Produk R-01):

$$W_1 = 15.924,244 \text{ kg/jam} = 35.106,907 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 140 \text{ }^{\circ}\text{C} = 284.000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 158.000 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin):

$$W_2 = 30.075,597 \text{ kg/jam} = 25.692,11 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 28^{\circ}\text{C} = 82.400 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan Desain:

a. Beban Panas C-01

$$Q = 2.768.398,525 \text{ kJ/jam} = 2.623.973.942 \text{ Btu/jam}$$

b. Log Mean Temperature Different (LMTD)

Komponen	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih
Suhu Tinggi	284,0000	122,0	162,0
Suhu Rendah	158,7000	82,400	75,60
Selisih			86,40

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \quad (\text{Pers. 4.11, Kern, 1965})$$

$$= 113.365 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

c. Tc dan tc

$$T_c = 0.5 \times (T_1 + T_2)$$

$$= 221.000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0.5 \times (t_1 + t_2)$$

$$= 102.200 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965})$$

$$= 246,237 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

1. Rencana Desain

Tube side (fluida panas)

$$\text{Panjang tube (L)} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,902 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Tube sheet} = \frac{3}{4} \text{ in OD tubes on 1 triangular pitch}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\text{Jumlah tube (N}_t) = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 117,5691$$

Berdasarkan Tabel 9 Kern (1965), nilai N_t mendekati perhitungan

$$N_t = 118$$

2. Koreksi U_D

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 247,1392 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$= 105,1187 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Data *Shell*

$$\text{ID Shell} = 17,25 \text{ in}$$

$$\text{Pass (n)} = 1$$

$$\text{Baffle space} = \text{ID shell} / 1$$

$$\begin{aligned}
 &= 17,25 \text{ in} \\
 P_t &= 1,25 \text{ triangular pitch}
 \end{aligned}$$

a. Perhitungan Fluida

1. Tube side (Saturated steam)

$$\text{Flow area dalam tube (a't)} = 0,639 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total flow area (at)} &= \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \\
 &= 0,5236 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir (G}_t\text{)} &= \frac{W}{at} \\
 &= 126.627,3803 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$T_c = 221.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,5804 \text{ cP} = 3,8246 \text{ lb/ jam ft}$$

$$D = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\
 &= 2.488,6757
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas Tube

$$L/D = 106,4302$$

$$j_H = 60 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965})$$

$$C_p = 1,0106 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3344 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\
 &= 1,6841
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &\quad (\text{Pers. 5.36 Kern, 1965})
 \end{aligned}$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_i = 449,5208 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 520,3321364 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. *Shell side (Aliran bottom product C-01A)*

$$t_c = 102,20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 17,25 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,250$$

$$a_s = \frac{\text{ID} \times \text{C''} \times \text{B}}{144 \times \text{Pt}}$$

$$= 0,4133 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju Alir (G}_s) = \frac{W}{a_s}$$

$$= 84.946,77 \text{ lb/jam ft}^2$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$T_c = 102,20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,1198 \text{ cP} = 0,2900 \text{ lb/ jam ft}$$

$$D_e = 0,72 \text{ in} = 0,0600 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e G_t}{\mu}$$

$$= 17.576,2655$$

Koefisien Perpindahan Panas Shell

$$j_H = 105 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965})$$

$$C_p = 1,5009 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 2,2686 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 0,4296$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_o = 142,1235 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Clean Overall Coefficient (U}_C) = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

(Pers. 6.7. Kern, 1965)

$$= 111,6323 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirt Factor (R}_d\text{)} = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

(Pers. 6.11. Kern, 1965)

$$= 0,0006$$

b. Pressure Drop

1. Tube Side

$$N_{Re} = 17.576,27$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0038 \text{ (Gambar 26 Kern, 1965)}$$

$$s = 0,1906$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t}$$

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

$$= 0,3675 \text{ psi}$$

$$v^2/2g = 0,001 \text{ (Gambar 27 Kern, 1965)}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$$

(Pers. 7.46 Kern, 1965)

$$= 0,0087 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \text{ (Pers. 7.47 Kern, 1965)}$$

$$= 0,0095 \text{ psi}$$

2. Shell Side

$$N_{Re} = 17.576,27$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0038 \text{ (Gambar 26 Kern, 1965)}$$

$$\text{Number of cross (N+1)} = \frac{12L}{B}$$

(Pers. 7. 43 Kern, 1965)

$$= 66,7826$$

$$D_s = 0,1198 \text{ ft}$$

$$s = 0,1906$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t}$$

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

$$= 0,3675 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Cooler – 01A	
Kode	C-01A	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran	
	Reaktor-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0,0006	°F.ft².jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	111,6323	Btu/jam ft² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	105,1187	Btu/jam ft² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _o)	142,1235	Btu/jam ft² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _{io})	405,4678	Btu/jam ft² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0,3675	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP _T)	0,0095	psi

4. *Cooler 01B (C-01B)*

Cooler 01B (C-01B) dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Cooler 01A (C-01A)*. Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada *Cooler 01-B*.

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler – 01B</i>
Kode	C-01B
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Reaktor-01

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0004	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	110,2345	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105,3476	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	133,8683	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	486,5613	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,0314	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,1416	Psi

5. Cooler 02 (C-02)

Cooler 02(C-02) dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan Cooler 01A (C-01A). Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada Cooler 02.

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-02</i>
Kode	C-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran <i>Top Product</i> KD-01

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0005	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	111,8915	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105,6336	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	134,2714	Btu/jam ft ² °F

<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	523,1176	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0,0026	psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	0,0265	psi

6. **Cooler-03A (C-03A)**

Cooler 03A (C-03A) dihitung menggunakan metode perhitungan *Double Pipe Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Cooler 01A (C-01A)*. Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada *Cooler 03A*.

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Cooler - 03A	
Kode	C-03A	
Jumlah	1 Unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menurunkan Suhu dari KD-01 menuju EX-01	
DATA DESAIN		
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0,003082	°F.ft².jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _C)	210,8085	Btu/jam ft² °F
Overall Design Coefficient (U _D)	127,7783	Btu/jam ft² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _o)	1898,5784	Btu/jam ft² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _{io})	237,1393	Btu/jam ft² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0,0162175	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP _T)	0,598097	psi

7. **Cooler-03B (C-03B)**

Cooler-03B (C-03B) dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Cooler-01A (C-01A)*. Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada *Cooler 03B*.

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-03B</i>

Kode	C-03B
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Top Product KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0002	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	109,6555	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	107,0904	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	105,7820	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	950,3552	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	1,6019	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,1393	psi

8. Cooler-04 (C-04)

Cooler-04 (C-04) dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan Cooler-01A (C-01A). Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada Cooler-04.

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Cooler-04</i>
Kode	C-04
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran KD-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0002	°F.ft ² .jam/Btu

<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	107,8318	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105,6810	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	129,6438	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	498,3007	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,0641	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,0108	Psi

9. **Cooler-05 (C-05)**

Cooler-05 (C-05) dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Cooler 01A (C-01A)*. Identifikasi diameter annulus dan *inner side* pada *Cooler 05*.

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-05</i>
Kode	C-05
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran <i>Top Product</i> KD-03.

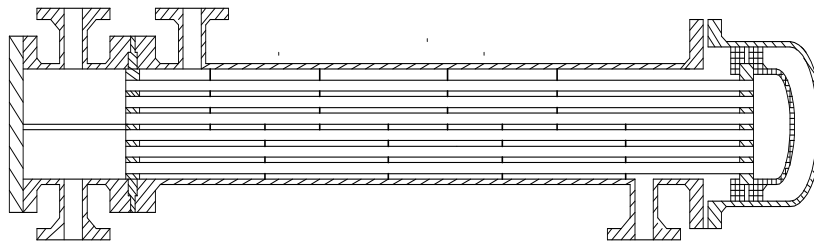
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0,0003 °F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	108,4177 Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105,5093 Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	96,9156 Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	5.045,8213 Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	2,0214 Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,0088 Psi

10. **Condenser-01 (CD-01)**

Fungsi : Mengkondensasi *Output Top Product* KD-01
Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



Fluida Panas (*Tube*):

$$W_1 = 18.488,801 \text{ kg/jam} = 40.760,781 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin (*Shell*):

$$W_2 = 110.300,905 \text{ kg/jam} = 243.171,581 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 55^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F}$$

Perhitungan Desain:

a. Beban Panas CD-01

$$Q = 11.545.747,231 \text{ kJ/jam} = 10.943.417,143 \text{ Btu/jam}$$

b. Log Mean Temperature Different (LMTD)

Komponen	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih
Suhu Tinggi	212,0000	131,0000	81,0000
Suhu Rendah	212,0000	86,0000	126,0000
	Selisih		-45,0000

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (\text{Pers. 4.11, Kern., 1965})$$

$$\Delta t = 101,848^\circ\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata

$$T_c = 0,5 \times (T_1 + T_2)$$

$$= 212^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0,5 \times (t_1 + t_2)$$

$$= 108,500^\circ\text{F}$$

1. *Trial* U_D

$$\text{Asumsi } U_D = 150 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Tabel 8, Kern., 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern., 1965})$$

$$= 716,320 \text{ ft}^2$$

2. Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

3. Number of tube

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 1258$$

4. Rencana Desain

Tube side (fluida panas)

$$\text{Panjang tube (L)} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 29 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Tube sheet} = 1,875 \text{ in OD tubes on 1 triangular pitch}$$

$$a'' = 0,393 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\text{Jumlah tube (N}_t) = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 152,085$$

Berdasarkan Tabel 9 Kern (1965), nilai N_t mendekati perhitungan

$$N_t = 154$$

4. Koreksi U_D

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 716,320 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$= 150 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Data *Shell*

$$\begin{aligned} \text{ID } \textit{Shell} &= 29 \text{ in} \\ \text{Pass (n)} &= 1 \\ \textit{Baffle space} &= \text{ID } \textit{shell} / 1 \\ &= 14,5 \text{ in} \\ \text{Pt} &= 1,875 \text{ triangular pitch} \end{aligned}$$

A. Perhitungan Fluida

3. *Tube side (Saturated steam)*

$$\text{Flow area dalam tube (a't)} = 1,540 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \text{Total flow area (at)} &= \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \\ &= 0,823 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir (G}_t\text{)} &= \frac{W}{at} \\ &= 49.498,672 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned} T_c &= 212.00 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,332 \text{ cP} = 3,8246 \text{ lb/ jam ft} \\ D &= 1,400 \text{ in} = 0,117 \text{ ft} \\ N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\ &= 7.188,735 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas *Tube*

$$\begin{aligned} L/D &= 102,857 \\ j_H &= 68 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965}) \\ C_p &= 0,239 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ k &= 0,578 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F} \\ \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 0.332 \end{aligned}$$

$$h_i = j_H \frac{k}{D} \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_i = 233,256 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 261,246 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. *Shell side (Aliran bottom product CD-01)*

$$t_c = 108,500 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 14,500 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,6250$$

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times \text{Pt}}$$

$$= 0,973 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir (G}_s) = \frac{W}{a_s}$$

$$= 249.821,934 \text{ lb/jam ft}^2$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$T_c = 108,500 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,818 \text{ cP} = 1,979 \text{ lb/ jam ft}$$

$$D_e = 1,080 \text{ in} = 0,090 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e G_t}{\mu}$$

$$= 11,362.283$$

Koefisien Perpindahan Panas *Shell*

$$j_H = 87 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965})$$

$$C_p = 1,001 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,356 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 1,773$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_o = 609,368 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Clean Overall Coefficient } (U_C) = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

(Pers. 6.7. Kern, 1965)

$$= 182,854 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirt Factor } (R_d) = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

(Pers. 6.11. Kern, 1965)

$$= 0,001$$

B. Pressure Drop

3. Tube Side

$$N_{Re} = 7,188.735$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0003 \text{ (Gambar 26 Kern, 1965)}$$

$$s = 0,047$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t}$$

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

$$= 0,0308 \text{ psi}$$

$$v^2/2g = 0,001 \text{ (Gambar 27 Kern, 1965)}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$$

(Pers. 7.46 Kern, 1965)

$$= 0,170 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \text{ (Pers. 7.47 Kern, 1965)}$$

$$= 0,201 \text{ psi}$$

4. Shell Side

$$N_{Re} = 11.362,283$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,002100 \text{ (Gambar 26 Kern, 1965)}$$

$$\begin{aligned} \text{Number of cross (N+1)} &= \frac{12L}{B} \\ &= 119,172 \\ D_s &= 2,417 \text{ ft} \\ s &= 0,447 \\ \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t} \\ &= 0,180 \text{ psi} \end{aligned}$$

(Pers. 7. 43 Kern, 1965)

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Condensor-01</i>
Kode	CD-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i> <i>Product</i> KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0,001	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	182,854	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	150,000	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	233,256	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	261,246	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,180	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,201	Psi

11. Condensor-02 (CD-02)

Condensor-02 dihitung menggunakan metode *Double Pipe Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Condensor-01* (CD-01).

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Condensor-02</i>
Kode	CD-02
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i> <i>Product</i> KD-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd	0,001663554
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U_C)	268,6093303 Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient</i> (U_D)	185,6516222 Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	396,2384 Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	833,9271 Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0,0294 Psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	3,3062 Psi

12. *Condensor-03 (CD-03)*

Condensor-03 (CD-03) memiliki panjang 16 ft dan diameter *shell* 39 in. *Condensor 03* dihitung menggunakan metode *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan *Condensor-01 (CD-01)*.

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Condensor-03</i>
Kode	CD-03
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i> <i>product</i> KD-03

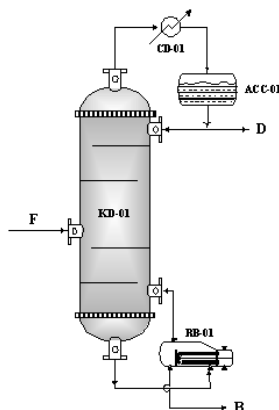
DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd	0,001

<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	110,524	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	100,000	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	429,897	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	148,773	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,071	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	1,002	Psi

13. *Distillation Column - 01 (KD-01)*

Fungsi : Untuk Memisahkan Etanol dari Campuran Senyawa
Tipe : *Sieve Tray Column*
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
Gambar :



Menentukan Kondisi Operasi

1) Kondisi *Feed* pada Kolom Distilasi

$T = 125\text{ }^{\circ}\text{C} = 410.15\text{ K}$
 $P = 10\text{ atm} = 7600,0000\text{ mmHg}$

Data dan Komponen *Feed*

Komponen	kmol/h	K_i	X_i
Etanol	166,6833	1,2315	0,5792
Etil Asetat	78,3411	0,7687	0,2722
Butanol	5,0005	0,3289	0,0174
Air	37,7332	0,5468	0,1311
Total	166,6833		1.0000

2) Kondisi Distilat pada *Top*

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 410,15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm} = 7600,0000 \text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Top*

Komponen	kmol/h	K_i	Y_i	X_i
Etanol	166,6833	0,9426	1,0000	1,0609
Etil Asetat	0,0000	0,0229	0,0000	0,0000
Butanol	0,0000	0,2636	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,4405	0,0000	0,0000
Total	80,4003		1,000	1,0609

3) Kondisi *Bottom* pada *Bottom*

$$T = 135,000^{\circ}\text{C} = 420,15 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ atm} = 7600,0000 \text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Bottom*

Komponen	kmol	K_i	Y_i	X_i
Etanol	0,0000	3,2966	0,0000	0,0000
Etil Asetat	78,3411	0,0784	0,7104	0,6470
Butanol	5,0005	0,9850	0,0219	0,0413
Air	37,7332	1,5674	0,2674	0,3117
Total	0,1210		1,000	1,000

B. Perhitungan Desain Kolom Distilasi

Desain kolom distilasi menggunakan persamaan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

1) Menentukan *Relative Volatility* (α)

Key Component

Komponen		K_i	
		<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Light key</i>	Etanol	0,9426	3,2966
<i>Heavy key</i>	Etil Asetat	0,0229	0,0784

$$\alpha_{\text{Distilat}} = K_{LK} / K_{HK} \quad (\text{Ludwig, Eq. 8.13})$$

$$= 0,9426 / 0,0229$$

$$= 41,1361$$

$$\begin{aligned}
 \alpha_{\text{Bottom}} &= K_{LK} / K_{HK} && (\text{Ludwig, Eq. 8.13}) \\
 &= 3,2966 / 0,0784 \\
 &= 42,0554
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha_{\text{Average}} &= \sqrt{\alpha_D \times \alpha_B} && (\text{Ludwig, Eq. 8.14}) \\
 &= \sqrt{41.1361 \times 42.0554} \\
 &= 41,5932
 \end{aligned}$$

2) Menentukan *Stage Minimum* ($N_{\min}$)

Dengan menggunakan metode Fenske didapat jumlah stage minimum

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)_B}{\log \alpha_{\text{avg}}} \quad (\text{R. Van Winkle, Eq. 5.18})$$

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\log\left(\frac{0,9246}{0,0229}\right) \left(\frac{3,2966}{0,0784}\right)}{\log 41,5932} \\
 &= 6,0598 \cong 7
 \end{aligned}$$

3) Menentukan *Reflux Minimum* ($R_{\min}$)

Untuk mencari refluks minimum

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1$$

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$q = 1 \text{ (bubble)} \quad (\text{R. Van Winkle, Eq. 5.82})$$

Dengan melakukan *trial and error*, sehingga didapat nilai θ

$$\theta = 0,3894$$

Data Keseimbangan Distilat dan Refluks

Komponen	Xf	XD	A	$\alpha^* x_f / (\alpha - \theta)$	$x_d / (\alpha - \theta) / \alpha$
Etanol	1,0000	1,0000	1,3892	1,0002	1,3895
Etil Asetat	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Butanol	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0000	1,3892	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000		1,0002	1,3895

$$\begin{aligned}
R_{\min} + 1 &= \sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} \\
R_{\min} + 1 &= 1,3895 \\
R_{\min} &= 0,3895 \\
R &= 1,5 \times R_m = 2 \times 0,3895 = 0,5842
\end{aligned}$$

4) Menentukan *Theoretical Tray* pada *Actual Reflux*

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan korelasi Gilliland, yaitu hubungan antara *minimum reflux* dan *minimum stage* (Winkle, 1967).

Dimana :

$$\begin{aligned}
R_{\min} &= 0,3895 \\
N_{\min} &= 6,0598 \\
R &= 0,5842 \\
X &= \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right) = 0,1229 \\
Y &= \left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \right) = 0,5000
\end{aligned}$$

Berdasarkan Grafik 5.18 (Winkle, Page 243), dengan memplot nilai X dan Y didapat :

$$N = \frac{N_m + \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)}{1 - \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)} = 13,1196 \cong 13$$

Jadi, jumlah *tray* teoritis DC-01 yaitu 13 stage.

5) Menentukan *feed location Tray*

Lokasi *feed* ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left(\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_f \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right)$$

$$N_r = 0,8622 N_s \quad (\text{Coulson, Eq. 11.62})$$

$$N = N_r + N_s$$

$$N = 0,8622 N_s + N_s$$

$$13 = 0,8622 N_s$$

Pada *stripping section*

$$N_s = 13 / 0,8622 = 7,0452 \cong 7 \text{ trays}$$

Pada *rectifying section*

$$N_r = 6,0744 \cong 6 \text{ trays}$$

Jadi umpan masuk ke DC-01 pada *stage* 6

C. Desain Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

1) Flowrate pada *rectifying section*

$$D = 7.667,4299 \text{ kg/jam}$$

$$L = 4.479,2665 \text{ kg/jam}$$

$$V = L + D$$

$$= 4.479,2665 + 7.667,4299$$

$$= 12.146,6965 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,3741 \text{ kg/s}$$

Data Fisik Perhitungan *Rectifying Section*

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	3,3741	1,2442
Densitas (kg/m ³)	13,0662	637,0189
Volumetric Flowrate (m ³ /s)	0,2582	0,0020
Surface Tension (N/m)	0,0085	

2) Diameter kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.*

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, Eq. 11.82})$$

$$\begin{aligned}
 F_{LV} &= \left(\frac{1.2442 \text{ kg/s}}{3.3741 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{13.0662 \text{ kg/m}^3}{637.0189 \text{ kg/m}^3}} \\
 &= 0,3688 \times 0,1432 \\
 &= 0,0528
 \end{aligned}$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,300 – 0,600 m (*Coulson, 2005*)

Asumsi *plate spacing* = 0,600 m

Pada F_{LV} = 0,0528 Dari *Coulson 3rd Editon, Figure 11.27* didapat nilai K_1

$$K_1 = 0,1100$$

$$\sigma = 0,0085 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1 \quad (\text{Coulson, Eq.11.80})$$

$$K^* = 0,0927$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Coulson, Eq.11.81})$$

$$U_f = 0,6409 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% *flooding* (Coulson 3rd Edition, Page 568) pada laju alir maksimum :

$$\hat{u}_v = 0,85 \times U_f \quad (\text{Coulson, p. 567})$$

$$= 0,850 \times 0,6409 \text{ m/s}$$

$$= 0,5448 \text{ m/s}$$

Laju alir volume maksimum ($U_{v \text{ max}}$) (Coulson, p. 567)

$$\begin{aligned} U_{v \text{ max}} &= \frac{V}{\rho_v} \\ &= \frac{12.146,69 \text{ kg/s}}{13,0662 \times 3.600 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,2582 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n) (Coulson, p. 567)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_{v \text{ max}}}{\hat{u}_v} \\ &= \frac{0,2582 \text{ m}^3/\text{s}}{0,5448 \text{ m/s}} \\ &= 0,4740 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\ &= \frac{0,4740 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \end{aligned}$$

$$= 0,5386 \text{ m}^2$$

Diameter kolom (D_c) (Coulson, p. 580)

$$\begin{aligned} D_c &= \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}} \\ &= \sqrt{\frac{4(0,5386 \text{ m}^2)}{3,140}} \\ &= 0,8283 \text{ m} \end{aligned}$$

3) Desain *plate*

Luas Area Kolom (A_c) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_c &= \sqrt{\frac{D_c \times 3,14}{4}} \\ A_c &= \sqrt{\frac{0,8283 \times 3,14}{4}} \\ A_c &= 0,5386 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Downcomer area (A_d) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_d &= 12\% \times A_c \\ &= 12\% \times (0,5386 \text{ m}^2) \\ &= 0,0646 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Active area (A_a) (Coulson, p. 566)

$$\begin{aligned} A_a &= A_c - 2A_d \\ &= [0,5386 - 2(0,0646)] \text{ m}^2 \\ &= 0,4094 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Hole area (A_h) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_h &= 10\% \times A_a \\ &= 10\% \times 0,4094 \text{ m}^2 \\ &= 0,0409 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Weir High (h_w) ditentukan berdasarkan *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31. Weir Length* berfungsi sebagai penghalang yang ditempatkan di tepi bagian aliran turun (*downcomer*), dengan tujuan meningkatkan volume cairan yang dapat tertahan di atas *tray*.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100$$

$$Y = \frac{0,0646 \text{ m}^2}{0,5386 \text{ m}^2} \times 100$$

$$Y = 12$$

Absis (X) (Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

$$X = 0,750$$

Sehingga :

$$l_w = 0,750 \times D_c$$

$$l_w = 0,750 \times 0,8283 \text{ m}$$

$$l_w = 0,6213 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\text{Weir height } (h_w) = 60 \text{ mm} = 0,060 \text{ m}$$

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

4) Weep check

Cek Weeping (Coulson, p. 473)

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) &= L/3.600 \\ &= 1,2442 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum } (L_m, \text{ min}) &= 70\% \times L_m, \text{ max} \\ &= 70\% \times 1,2442 \text{ kg/s} \\ &= 0,8710 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (Coulson, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{1,2442 \text{ kg/s}}{(637,0189 \text{ kg/m}^3)(0,6213 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, maks} = 16,0959 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, min} = 750 \left[\frac{0,8710 \text{ kg/s}}{(861,9083 \text{ kg/m}^3)(1,6317 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, min} = 12,6896 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum :

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60.0000 \text{ mm} + 12,6896 \text{ mm} \\ &= 72,6896 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(h_w + h_{ow})$ sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,5000$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$) (Coulson, Eq. 11.83)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,5000 - 0,900(25,400 - 5))}{(13,0662)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 0,2925 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity ($U_v \text{ min actual}$) (Coulson, Eq. 11.84)

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{0,1808 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0409 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = 4,4157 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 3,3741 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Minimum vapor rate} &= 70\% \times \text{Maximum vapor rate} \\ &= 70\% \times 3,3741 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2,3619 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate pressure drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$) (Coulson, Eq. 11.87)

$$U_h = \frac{U_{v, maks}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{0,2582 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0409 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 6,3081 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10,000$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(A_h/A_p \times 100)$ dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

$$\text{Orifice coefficient } (C_o) = 0,7300$$

$$\text{Dry plate drop } (h_d) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.88})$$

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{6,3081 \text{ m/s}}{0,8450} \right)^2 \frac{13,0662}{637,0189}$$

$$h_d = 58,2981 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual head } (h_r) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.89})$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{637,0189 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 19,6227 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total pressure drop } (h_t) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.90})$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 58,2981 + (72,6869) + 19,6227 \\ &= 150,6103 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) Downcomer Liquid Backup

$$\text{Downcomer pressure loss } (h_{ap})$$

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm}$$

$$= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm}$$

$$= 50.0000 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

Area under apron (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w$$

$$= 0,05 \text{ m} \times 0,6213 \text{ m}$$

$$= 0,0311 \text{ m}^2$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{m, maks}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2$$

$$h_{dc} = 6,5634.E-01 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= (72,6869 + 150,6103 + 6,5634.E-01) \text{ mm}$$

$$= 223,9562 \text{ mm} = 0,2240 \text{ m}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing* + *weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi, maka :

$$\frac{1}{2} (l_t + h_w) = \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,006 \text{ m})$$

$$= 0,3300 \text{ m}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari $\frac{1}{2} (l_t + h_w)$ telah terpenuhi

7) *Resident time* (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, maks}}$$

$$t_r = 7,4111 \text{ detik}$$

8) *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen flooding actual (u_v)

$$u_v = \frac{U_v maks}{A_n}$$

$$= 0,5448 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}\% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 && (\text{Coulson, 2005}) \\ &= 85\%\end{aligned}$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29* plot nilai F_{LV} dengan % *flooding* sehingga didapat nilai $\psi = 0,060$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) Trial Plate Layout

Digunakan *plate* tipe *cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*.

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* didapatkan l_w / D_c

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,75$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32* didapatkan θ_c

$$\theta_c = 95^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 85^\circ\end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (D_c - h_w) \times 3.14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 1,1393 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \times L_m \\ &= 0,06 \text{ m} \times 1,1393 \text{ m} \\ &= 0,0684 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) \\ &= 0,5665 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\ &= 0,0680 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}
 A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\
 &= 0,2730 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33* didapatkan l_p / d_h

$$l_p / d_h = 2,6 \text{ untuk nilai } A_h / A_p = 0,1499$$

Nilai l_p / d_h harus berada dalam rentang 2,5 – 4,0

10) Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$\begin{aligned}
 A_{oh} &= 3,14 \frac{d_h^2}{4} \\
 &= 2,856 \times 10^{-5} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } holes &= A_h / A_{oh} \\
 &= 0,0409 \text{ m}^2 / (1,9 \times 10^{-5} \text{ m}^2) \\
 &= 2.085,9126 \cong 2.086 \text{ holes}
 \end{aligned}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian atas

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan : (Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = *Maximum allowable internal pressure* (5-10% working pressure)
= 14,7 psi

R = Jari-jari kolom = 0,4142 m

S = *Working stress allowable* = 932,2297 atm

C = Korosi maksimum = 0,0038 m

E = *Welding joint efficiency* = 0,850

Maka diperoleh $t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,0090 \text{ m}$

12) Outside diameter (OD)

$$\begin{aligned}
 OD &= D_{c_{top}} + 2t_{\text{silinder}} \\
 &= 2,0920 \text{ m} + 2 (0,0318 \text{ m}) \\
 &= 0.8465 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D. Desain Kolom Bagian Bawah (*Stripping Section*)**1) Flowrate pada *stripping section***

$$B^* = 7943,2504 \text{ kg/jam}$$

$$V^* = 26.369,1047 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} L^* &= F + L \\ &= 34.312,3550 \text{ kg/jam} \\ &= 9,5312 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Data Fisik Perhitungan *Stripping Section*

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	7,3248	9,5312
Densitas (kg/m ³)	12,1947	692,6355
Volumetric Flowrate (m ³ /s)	0,6007	0,0138
Surface Tension (N/m)	0,0227	

2) Diameter Kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.*

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV}) (Coulson, Eq. 11.82)

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$\begin{aligned} F_{LV} &= \left(\frac{34.312,3550 \text{ kg/s}}{26.369,1047 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{12,1947 \text{ kg/m}^3}{692,6355 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 0.1727 \end{aligned}$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,500 – 1,500 m (Coulson, 2005)

Asumsi *plate spacing* = 0,6 m

Pada F_{LV} = 0,1727

Dari *Coulson 3rd Editon, Figure 11.27* didapat nilai K₁

$$K_1 = 0,0880$$

$$\sigma = 0,027 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan (Coulson, Eq. 11.81)

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1$$

$$K^* = ,.0902$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

(Coulson, Eq. 11.81)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$U_f = 0,6740 \text{ m/s}$$

Desain 80% flooding (Coulson 3rd Ed, Page 568) pada laju alir maksimum:

$$\begin{aligned} \hat{u}_v &= 0,80 \times U_f && \text{(Coulson p.567)} \\ &= 0,80 \times 0,6740 \text{ m/s} \\ &= 0,5392 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Laju alir volume maksimum ($U_v \text{ max}$)

(Coulson p.567)

$$\begin{aligned} U_{v \text{ max}} &= \frac{V}{\rho_v} \\ &= \frac{26.369 \text{ kg/s}}{12,1947 \times 36.000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,6007 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

(Coulson p.567)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_{v \text{ max}}}{\hat{u}_v} \\ &= \frac{0,6007 \text{ m}^3/\text{s}}{0,5392 \text{ m/s}} \\ &= 1,1139 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\ &= \frac{1,1139 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \\ &= 1,2658 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom (D_c)

(Coulson p.580)

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_c}{\pi}}$$

$$= \sqrt{\frac{4(1.2658 \text{ m}^2)}{3,140}}$$

$$= 1,2699 \text{ m}$$

3) Desain *plate*

Luas Area Kolom (A_c)

(Coulson, p. 568)

$$A_c = \sqrt{\frac{D_c \times 3,140}{4}}$$

$$A_c = \sqrt{\frac{1,2699 \times 3,140}{4}}$$

$$A_c = 1,2658 \text{ m}^2$$

Downcomer area (A_d)

(Coulson, p. 568)

$$A_d = 12\% \times A_c$$

$$= 12\% \times (1,2658 \text{ m}^2)$$

$$= 0,1519 \text{ m}^2$$

Active area (A_a)

(Coulson, p. 566)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$= [1,2658 - 2(0,1519)] \text{ m}^2$$

$$= 0,9620 \text{ m}^2$$

Hole area (A_h)

(Coulson, p. 568)

$$A_h = 10\% \times A_a$$

$$= 10\% \times 0,9620 \text{ m}^2$$

$$= 0,0962 \text{ m}^2$$

Weir Length (h_w) ditentukan berdasarkan *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir Length* berfungsi sebagai penghalang yang ditempatkan di tepi bagian aliran turun (*downcomer*), dengan tujuan meningkatkan volume cairan yang dapat tertahan di atas *tray*.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_c}{A_d} \times 100$$

$$Y = \frac{4,1824 \text{ m}^2}{0,5019 \text{ m}^2} \times 100$$

$$Y = 12$$

Absis (X)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

Didapatkan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* nilai X

$$X = 0,7700$$

Sehingga :

$$l_w = 0,770 \times D_c$$

$$l_w = 0,770 \times 1,2699 \text{ m}$$

$$l_w = 0,9778 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\text{Weir height } (h_w) = 60 \text{ mm} = 0,0600 \text{ m}$$

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

4) Weep check

Cek weeping (*Coulson*, p.473)

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) &= L/3.600 \\ &= 9,5312 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum } (L_m, \text{ min}) &= 70\% \times L_m, \text{ max} \\ &= 70\% \times 9,5312 \text{ kg/s} \\ &= 6,6718 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (*Coulson*, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{9,5312 \text{ kg/s}}{(692,6355 \text{ kg/m}^3)(0,9778 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 43,7179 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left[\frac{6,6718 \text{ kg/s}}{(692,6355 \text{ kg/m}^3)(0,9778 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 34,4661 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60 \text{ mm} + 43,7179 \text{ mm} \\ &= 94,4661 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(h_w + h_{ow})$ sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,9000$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,9000 - 0,900(25,400 - 5))}{(3,4921)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 1,1518 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual) (Coulson, Eq.11.84)

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{1,2013 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0962 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = 4,3705 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 7,3248 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Minimum vapor rate} &= 70\% \times \text{Maximum vapor rate} \\ &= 70\% \times 7,3248 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 5,1273 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate Pressure Drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{0,6007 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0962 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 6,2435 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(A_h/A_p \times 100)$ dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

$$\text{Orifice coefficient } (C_o) = 0,700$$

$$\text{Dry plate drop } (h_d) : \quad (\text{Coulson, Eq.11.88})$$

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{6,2435 \text{ m/s}}{0,8460} \right)^2 \frac{12,1947 \text{ kg/m}^3}{692,6355 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_d = 48,9050 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual head } (h_r)$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{692,6355 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 18,0470 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total pressure drop } (h_t): \quad (\text{Coulson, Eq. 11.90})$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 48,9050 + (94,4461) + 18,0470 \\ &= 161,4181 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) Downcomer liquid backup

$$\text{Downcomer pressure loss } (h_{ap})$$

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm} \\ &= 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Area under apron } (A_{ap})$$

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= 0,05 \text{ m} \times 0,9778 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 0,0489 \text{ m}^2$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{9.5312 \text{ kg/s}}{(692.6355 \text{ kg/m}^3)(0.0489 \text{ m}^2)} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,000075 \text{ mm}$$

Back up di *downcomer* (h_b) 5.5085

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= (94,4661 + 161,468 + 0,000075) \text{ mm} \\ &= 255,8843 \text{ mm} = 0,2559 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing* + *weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi, maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} (l_t + h_w) &= \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,06 \text{ m}) \\ &= 0,3300 \text{ m} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari $\frac{1}{2} (l_t + h_w)$ telah terpenuhi

7) *Residence time* (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, \text{maks}}}$$

$$t_r = 4,8246 \text{ detik}$$

8) *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen flooding actual (u_v)

$$\begin{aligned} u_v &= \frac{U_v \text{ maks}}{A_n} \\ &= 0,5392 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 \\ &= 80\% \end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai F_{LV} 0,043 dengan %flooding sehingga didapat nilai $\psi = 0,05$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) Trial plate layout

Digunakan plate tipe cartridge dengan 50 mm unperforted strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan l_w / D_c

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,770$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θ_C

$$\theta_C = 100^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforted strip (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180^\circ - \theta_C \\ &= 80\end{aligned}$$

Mean length, unperforted edge strip (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (D_c - h_w) \times 3.14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 1,6884 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforted edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \times L_m \\ &= 0,0600 \text{ m} \times 1,6884 \text{ m} \\ &= 0,1013 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}F L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_C}{2} \right) \\ &= 0,9268 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\ &= 0,1112 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\ &= (0,9620 - 0,1013 - 0,1112) \text{ m}^2 \\ &= 0,7495 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan l_p/d_h

$$l_p/d_h = 2,7500 \text{ untuk nilai } A_h/A_p = 0,1284$$

Nilai l_p/d_h harus berada dalam rentang 2,500 – 4,000

10) Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$A_{oh} = 3,14 \frac{d_h^2}{4}$$

$$= 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah } holes = A_h / A_{oh}$$

$$= 0,0962 \text{ m}^2 / (2 \times 10^{-5} \text{ m}^2)$$

$$= 4.902,1118 \cong 4902 \text{ holes}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian bawah

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

(Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = *Maximum allowable internal pressure* (5-10% working pressure)
= 14,7 psi

R = Jari-jari kolom = 0,6349 m

S = *Working stress allowable* = 932,2297 atm

C = Korosi maksimum = 0,0038

E = *Welding joint efficiency* = 0,850

Maka diperoleh $t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,009 \text{ m}$

12) Outside diameter (OD)

$$OD = D_{\text{bottom}} + 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 1,2699 \text{ m} + 2 (0,0082 \text{ m})$$

$$= 1,2863 \text{ m}$$

E. Total Pressure Drop

Pressure drop per plate

$$\text{Rectifying section } (\Delta P_1) = 150,6103 \text{ mm liquid}$$

$$= 150,6103 \times 0,00009677 \text{ atm}$$

$$= 0,0145 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Stripping section } (\Delta P_2) &= 161,4181 \text{ mm liquid} \\
 &= 161,4181 \times 0,0000968 \text{ atm} \\
 &= 0,0155 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Total pressure drop

$$\Delta P_{\text{total}} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2)$$

Dimana :

$$N_1 = \text{Jumlah stage rectifying section} = 6$$

$$N_2 = \text{Jumlah stage stripping section} = 7$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= (6 \times 0,0145 \text{ atm}) + (7 \times 0,0155 \text{ atm}) \\
 &= 0,2557 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

F. Tinggi Kolom Distilasi

$$\begin{aligned}
 H_{\text{tray}} &= (N. \text{ Tray spacing})_{\text{rectifying}} + (N. \text{ Tray spacing})_{\text{stripping}} \\
 &= (6 \times 0,600) \text{ m} + (7 \times 0,600) \text{ m} \\
 &= 7,8717 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{e top}} &= \text{Tinggi tutup ellipsoidal bagian top} \\
 &= \frac{1}{4} \times D_c \\
 &= \frac{1}{4} \times 0,8283 \text{ m} \\
 &= 0,2071 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{e bottom}} &= \text{Tinggi tutup ellipsoidal bagian bawah} \\
 &= \frac{1}{4} \times D_c \\
 &= \frac{1}{4} \times 1,2699 \text{ m} \\
 &= 0,3175 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{total}} &= H_{\text{tray}} + H_{\text{e top}} + H_{\text{e bottom}} \\
 &= (7,8717 + 0,2071 + 0,3175) \text{ m} \\
 &= 8,3963 \text{ m}
 \end{aligned}$$

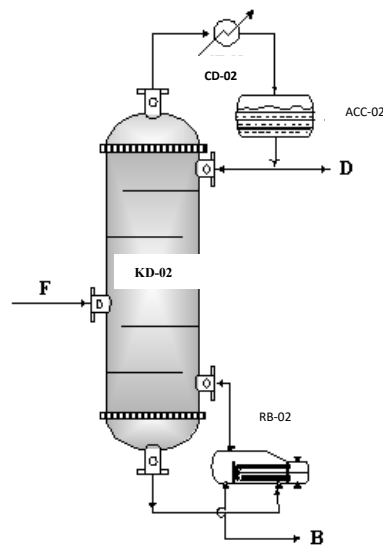
IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-01
Jenis	Tray Column
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi	Memisahkan Etanol dari Campuran Senyawa			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	10,000	atm	10,000	atm
Temperatur	100,00	°C	135,00	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	8		M	
	Top		Bottom	
Diameter	0,8465	m	1,2863	m
Tray Spacing	0,600	m	0,600	m
Jumlah Tray	6	buah	7	buah
Tebal	0,0090	m	0,0082	m
Material	Carbon Steel			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0,0646	m ²	0,1519	m ²
Active Area	0,4094	m ²	0,9620	m ²
Hole Diameter	0,0050	mm	0,0050	mm
Hole Area	0,0409	m ²	0,0962	m ²
Tinggi Weir	60,0000	mm	6,0000	mm
Panjang Weir	0,6213	m	0,9778	m
Plate Thickness	0,0050	mm	0,0050	mm
Pressure Drop	150,6103	mm	161,4181	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Disain % Flooding	85,000	%	85,000	%
Jumlah Hole	2,086	buah	4,902	buah

14. *Distillation Column - 02 (KD-02)*

Fungsi	: Untuk Memisahkan Etanol dari Campuran Senyawa
Tipe	: <i>Sieve Tray Column</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Gambar:	:



Menentukan Kondisi Operasi

1) Kondisi *Feed* pada Kolom Distilasi

$$T = 132,5\text{ }^{\circ}\text{C} = 417,65\text{ K}$$

$$P = 5\text{ atm} = 3800,000\text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Feed*

Komponen	kmol/h	K_i	X_i
Etil Asetat	0,8618	1,4327	0,0004
Butanol	2,4002	0,5979	0,0012
Air	1.980,73	1,0003	0,9984
Total	1,984.0018		1,0000

2) Kondisi Distilat pada *Top*

$$T = 90,000\text{ }^{\circ}\text{C} = 375,15\text{ K}$$

$$P = 5\text{ atm} = 3.800,0000\text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Top*

Komponen	kmol/h	K_i	Y_i	X_i
Etil Asetat	0,8617	0,8431	0,264178582	0,447699004
Butanol	0,0000	1,0563	0	0
Air	990,3699	0,1683	0,735821418	0,552156506
	991,2316		1,000	1,000

3) Kondisi *Bottom* pada *Bottom*

$$T = 145\text{ }^{\circ}\text{C} = 418,1500\text{ K}$$

$$P = 5 \text{ atm} = 3,800.01 \text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Bottom*

Komponen	Kmol	K_i	Y_i	X_i
Etil Asetat	0,0001	0,5182	0	0,0000
Butanol	2,4002	0,6070	1,000948769	0,0000
Air	990,3699	0,1004	0	0,9976
Total	992.7702		1,000	0,9976

B. Perhitungan Desain Kolom Distilasi

Desain kolom distilasi menggunakan persamaan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

1) Menentukan *Relative Volatility* (α)

Key Component

Komponen		K_i	
		<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Light key</i>	Butanol	1,0563	0,6070
<i>Heavy key</i>	Air	0,1683	0,1004

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{Distilat}} &= K_{LK} / K_{HK} && (\text{Ludwig, Eq. 8.13}) \\ &= 1,0563 / 0,1683 \\ &= 6,2749 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{Bottom}} &= K_{LK} / K_{HK} && (\text{Ludwig, Eq. 8.13}) \\ &= 0,6070 / 0,1004 \\ &= 6,0481 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{Average}} &= \sqrt{\alpha_D \times \alpha_B} && (\text{Ludwig, Eq. 8.14}) \\ &= \sqrt{6,2749 \times 6,0481} \\ &= 6,1604 \end{aligned}$$

2) Menentukan *Stage Minimum* ($N_{\min}$)

Dengan menggunakan metode Fenske didapat jumlah stage minimum

$$N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{\text{avg}}} \quad (\text{R. Van Winkle, Eq. 5.18})$$

$$N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{0,0001}{0,0001} \right) \left(\frac{0,9976}{0,0001} \right)}{\log 6,1604}$$

$$= 4,7844 \cong 5$$

3) Menentukan Reflux Minimum ($R_{\min}$)

Untuk mencari *refluks* minimum

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_{\min} + 1$$

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$q = 1 \text{ (bubble)} \quad (R. \text{ Van Winkle, Eq. 5.82})$$

Dengan melakukan *trial and error*, sehingga didapat nilai θ

$$\theta = 0.8832$$

Data Keseimbangan Distilat dan Refluks

Komponen	Xf	XD	α	$\alpha^* x_f / (\alpha - \theta)$	$X_d / (\alpha - \theta) / \alpha$
Etil Asetat	0,0004	0,8617	2,8249	0,0002	1,2537
Butanol	0,0004	0,0000	1,0000	0,0034	0,0000
Air	0,00001	0,00001	0,0001	0,00001	0,00001
Total	0,0008	0,8617		0,0036	1,2537

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{\min} + 1 = 1,2537$$

$$R_{\min} = 0,2537$$

$$R = 1,5 \times R_m = 1,5 \times 0,2537 = 0,3805$$

4) Menentukan *Theoretical Tray* pada *Actual Reflux*

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan korelasi Gilliland, yaitu hubungan antara *minimum reflux* dan *minimum stage* (Winkle, 1967).

Dimana :

$$R_{\min} = 0,2537$$

$$N_{\min} = 4,2844$$

$$R = 1,2537$$

$$X = \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right) = 0,0919$$

$$Y = \left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \right) = 0,5000$$

Berdasarkan Grafik 5.18 (*Winkle, Page 243*), dengan memplot nilai X dan Y didapat :

$$N = \frac{N_m + \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)}{1 - \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)} = 9,5688 \cong 10$$

Jadi, jumlah tray teoritis KD-02 yaitu 10 stage.

5) Menentukan *Feed Location Tray*

Lokasi *feed* ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left(\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_f \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right)$$

$$N_r = 3,9932 N_s \quad (\text{Coulson, Eq. 11.62})$$

$$N = N_r + N_s$$

$$N = 3,9932 N_s + N_s$$

$$9,5688 = 4,9932 N_s$$

Pada *stripping section*

$$N_s = 9,5688 / 4,9932 = 1,9164 \cong 2$$

Pada *rectifying section*

$$N_r = 1,9164 \times 7,6525 \cong 8 \text{ trays}$$

Jadi umpan masuk ke KD-02 pada *stage* 8.

C. Desain Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

1) Flowrate pada *Rectifying Section*

$$D = 17.902,4875 \text{ kg/jam}$$

$$L = 6.812,5285 \text{ kg/jam}$$

$$V = L + D$$

$$= 6.812,5285 + 17.902,4875$$

$$= 24.715,0160 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.8653 \text{ kg/s}$$

Data Fisik Perhitungan *Rectifying Section*

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	6,8653	1,8924
Densitas (kg/m ³)	10,5585	685,6644

<i>Volumetric Flowrate</i> (m ³ /s)	0,6502	0,0028
<i>Surface Tension</i> (N/m)	0,0096	

2) Diameter Kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.*

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, Eq. 11.82})$$

$$\begin{aligned} F_{LV} &= \left(\frac{6,8653 \text{ kg/s}}{1,8924 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{10,5585 \text{ kg/m}^3}{685,6644 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 0,2756 \times 0,1241 \\ &= 0,0342 \end{aligned}$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Tray spacing yang biasa digunakan yaitu 0,300 – 0,600 m (*Coulson, 2005*)

Asumsi *tray spacing* = 0,600 m

Pada F_{LV} = 0,0342

Dari *Coulson 3rd Editon, Figure 11.27* didapat nilai K₁

$$K_1 = 0,1100$$

$$\sigma = 0,0096 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} K_1 \quad (\text{Coulson, Eq.11.80})$$

$$K^* = 0,0950$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson, Eq.11.81})$$

$$U_f = 0,7600 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding (*Coulson 3rd Edition, Page 568*) pada laju alir maksimum :

$$\begin{aligned} \hat{u}_v &= 0,85 \times U_f \quad (\text{Coulson, p. 567}) \\ &= 0,85 \times 0,7600 \text{ m/s} \\ &= 0,6460 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Laju alir volume maksimum ($U_{V \max}$) (Coulson, p. 567)

$$\begin{aligned} U_{V \max} &= \frac{V}{\rho_V} \\ &= \frac{24.715,0160 \text{ kg/s}}{10,5585 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,6502 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n) (Coulson, p. 567)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_{V \max}}{\hat{u}_v} \\ &= \frac{0,6502 \text{ m}^3/\text{s}}{0,6460 \text{ m/s}} \\ &= 1,0066 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\ &= \frac{1,0066 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \\ &= 1,1438 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom (D_c) (Coulson, p. 580)

$$\begin{aligned} D_c &= \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}} \\ &= \sqrt{\frac{4(1,1438 \text{ m}^2)}{3,140}} \\ &= 1,2071 \text{ m} \end{aligned}$$

3) Desain Plate

Luas Area Kolom (A_c) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_c &= \sqrt{\frac{D_c \times 3,14}{4}} \\ A_c &= \sqrt{\frac{1,2071 \times 3,14}{4}} \\ A_c &= 1,1438 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Downcomer area (A_d) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \times A_c \\
 &= 12\% \times (1,1438 \text{ m}^2) \\
 &= 0,1373 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area (A_a) (Coulson, p. 566)

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \\
 &= [1,1438 - 2(0,1373)] \text{ m}^2 \\
 &= 0,8693 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area (A_h) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \times A_a \\
 &= 10\% \times 0,8693 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0869 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Panjang *weir* (h_w) ditentukan dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir length* merupakan penghalang yang dipasang di pinggir dari *downflow* yang bertujuan agar volume *liquid* yang tertampung di *tray* banyak, sehingga kontak antara *liquid* dan gas semakin efektif.

Ordinat (Y)

$$\begin{aligned}
 Y &= \frac{A_d}{A_c} \times 100 \\
 Y &= \frac{0,1373 \text{ m}^2}{1,1438 \text{ m}^2} \times 100
 \end{aligned}$$

$$Y = 12$$

Absis (X) (Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

$$X = 0,7700$$

Sehingga :

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,77$$

$$l_w = 0,9295 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\text{Weir height } (h_w) = 60 \text{ mm} = 0,012 \text{ m}$$

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm} = 0,006 \text{ m}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

4) Weep check

Cek Weeping (Coulson, p. 473)

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) &= L/3600 \\ &= 1,8924 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum } (L_m, \text{ min}) &= 70\% \times L_m, \text{ max} \\ &= 70\% \times 1,8924 \text{ kg/s} \\ &= 1,3247 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (Coulson, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{1,8924 \text{ kg/s}}{(685,664 \text{ kg/m}^3)(0,9295 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 15,4940 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left[\frac{1,3247 \text{ kg/s}}{(685,664 \text{ kg/m}^3)(0,9295 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 12,2151 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum :

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60,000 \text{ mm} + 12,2151 \text{ mm} \\ &= 72,2151 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 plot nilai ($h_w + h_{ow}$) sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,60$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$) (Coulson, Eq. 11.83)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,60 - 0,900(25,400 - 5))}{(10,5585)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 0,3667 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual) (Coulson, Eq. 11.84)

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{0,6502 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0869 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = 5,2357 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 6,8653 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Minimum vapor rate} &= 70\% \times \text{Maximum vapor rate} \\ &= 70\% \times 6,8653 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 4,8057 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate pressure drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* (U_h) (Coulson, Eq. 11.87)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{0,6502 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0869 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 7,4796 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10,000$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($A_h/A_p \times 100$) dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

$$\text{Orifice coefficient } (C_o) = 0,730$$

Dry plate drop (h_d) (Coulson, Eq. 11.88)

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{7,4796 \text{ m/s}}{0,8400} \right)^2 \frac{10,5585}{685,6644}$$

$$h_d = 62,2663 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual head } (h_r) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.89})$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{685,6644 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 18,2305 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total pressure drop } (h_t) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.90})$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 62,2663 + 72,2151 + 18,2305 \\ &= 152,7119 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) Downcomer liquid backup

$$\text{Downcomer pressure loss } (h_{ap})$$

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm} \\ &= 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Area under apron } (A_{ap})$$

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= 0,05 \text{ m} \times 0,9295 \text{ m} \\ &= 0,0465 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

$$\text{Head loss in the downcomer } (h_{dc})$$

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left(\frac{L_{m, maks}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2 \\ h_{dc} &= 166 \left[\left(\frac{1,8924 \text{ kg/s}}{(685,6644 \text{ kg/m}^3)(0,0465 \text{ m}^2)} \right)^2 \right] \end{aligned}$$

$$h_{dc} = 0,59 \text{ mm}$$

$$\text{Back up di downcomer } (h_b)$$

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 225,5124 \text{ mm} = 0,2255 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing* + *weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi, maka :

$$\begin{aligned}\frac{1}{2} (l_t + h_w) &= \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,06 \text{ m}) \\ &= 0,3300 \text{ m}\end{aligned}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari $\frac{1}{2} (l_t + h_w)$ telah terpenuhi

7) *Resident time* (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, \text{maks}}}$$

$$t_r = 11,2157 \text{ detik}$$

8) *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen *flooding actual* (u_v)

$$\begin{aligned}u_v &= \frac{U_v \text{ maks}}{A_n} \\ &= 0,6460 \text{ m/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 && (\text{Coulson, 2005}) \\ &= 85\% = 0,85\end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai F_{LV} dengan % *flooding* sehingga didapat nilai $\psi = 0,1200$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) *Trial plate layout*

Digunakan *plate* tipe *cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*.

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan l_w / D_c

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,77$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θ_c

$$\theta_c = 98^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\theta = 180^\circ - \theta_c$$

$$= 82^\circ$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$\begin{aligned} L_m &= (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 1,6409 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned} A_{up} &= h_w \times L_m \\ &= 0,06 \text{ m} \times 1,6409 \text{ m} \\ &= 0,0985 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned} L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) \\ &= 10,8657 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned} A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\ &= 0,1039 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned} A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\ &= (0,8693 - 0,0985 - (0,1039)) \text{ m}^2 \\ &= 0,6670 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan l_p / d_h

$$l_p / d_h = 2,65 \text{ untuk nilai } A_h / A_p = 0,1303$$

Nilai l_p / d_h harus berada dalam rentang 2,5 – 4,0

10) Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$\begin{aligned} A_{oh} &= 3,14 \frac{d_h^2}{4} \\ &= 1963 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah *holes* = A_h / A_{oh}

$$\begin{aligned} &= 0,0869 \text{ m}^2 / (1963 \times 10^{-5} \text{ m}^2) \\ &= 4.429,6760 \cong 4.430 \text{ holes} \end{aligned}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian atas

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

(Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = Maximum allowable internal pressure (5-10% working pressure)
= 14,7000 psig

R = Jari-jari kolom = 0,6036 m

S = Working stress allowable = 932,2297 atm

C = Korosi maksimum = 0,0038 m

E = Welding joint efficiency = 0,850

Maka diperoleh $t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,0076 \text{ m}$

12) Outside diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D_{\text{c top}} + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 1,2071 \text{ m} + 2 (0,0076 \text{ m}) \\ &= 1,2224 \text{ m} \end{aligned}$$

D. Desain Kolom Bagian Bawah (Stripping Section)

1) Flowrate pada stripping section

$$B^* = 18.004,2802 \text{ kg/jam}$$

$$V^* = 23.217,5580 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} L^* &= F + L \\ &= 40.294,8261 \text{ kg/jam} \\ &= 11,1930 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Data Fisik Perhitungan Stripping Section

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	6,4493	11,1930
Densitas (kg/m ³)	11,5666	686,6737
Volumetric Flowrate (m ³ /s)	0,5576	0,0163
Surface Tension (N/m)	0,0119	

2) Diameter kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV}) (Coulson, Eq. 11.82)

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = \left(\frac{11,1930 \text{ kg/s}}{6,4493 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{11,5666 \text{ kg/m}^3}{686,6727 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,2252$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,500 – 1,500 m (Coulson, 2005)

Asumsi *tray spacing* = 0,600 m

Pada F_{LV} = 0,2252

Dari Coulson 3rd Editon, Figure 11.27 didapat nilai K_1

$$K_1 = 0,090$$

$$\sigma = 0,0119 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan (Coulson, Eq. 11.81)

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} K_1$$

$$K^* = 0,0811$$

Kecepatan *flooding* (U_f) (Coulson, Eq. 11.81)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$U_f = 0,6194 \text{ m/s}$$

Desain 85% flooding (Coulson 3rd Ed, Page 568) pada laju alir maksimum:

$$\hat{u}_v = 0,85 \times U_f \quad (\text{Coulson p.567})$$

$$= 0,85 \times 0,6194 \text{ m/s}$$

$$= 0,4955 \text{ m/s}$$

Laju alir volume maksimum ($U_v \text{ max}$) (Coulson p.567)

$$U_{v \text{ max}} = \frac{V}{\rho_v}$$

$$= \frac{23.217,5580 \text{ kg/s}}{11,5666 \times 3.600 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,5576 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n) (Coulson p.567)

$$\begin{aligned}
 A_n &= \frac{U_{V_{\max}}}{\hat{u}_v} \\
 &= \frac{0,5576 \text{ m}^3/\text{s}}{0,4955 \text{ m/s}} \\
 &= 1,1253 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned}
 A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\
 &= \frac{1,1253 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \\
 &= 1,2787 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Diameter kolom (D_c)

(Coulson p.580)

$$\begin{aligned}
 D_c &= \sqrt{\frac{4A_c}{3,140}} \\
 &= \sqrt{\frac{4(1,2787 \text{ m}^2)}{3,140}} \\
 &= 1,2763 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3) Desain plate

Luas Area Kolom (A_c)

(Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_c &= \sqrt{\frac{D_c \times 3,140}{4}} \\
 A_c &= \sqrt{\frac{1,2763 \times 3,140}{4}} \\
 A_c &= 1,2787 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Downcomer area (A_d)

(Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \times A_c \\
 &= 12\% \times (1,2787 \text{ m}^2) \\
 &= 0,1534 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area (A_a)

(Coulson, p. 566)

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \\
 &= [1,2787 - 2(0,1534)] \text{ m}^2 \\
 &= 0,9718 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area (A_h) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_h &= 10\% \times A_a \\ &= 10\% \times 0,9818 \text{ m}^2 \\ &= 0,0972 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Weir High (h_w) ditentukan berdasarkan *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir length* berfungsi sebagai penghalang yang ditempatkan di tepi bagian aliran turun (*downcomer*), dengan tujuan meningkatkan volume cairan yang dapat tertahan di atas *tray*.

Ordinat (Y)

$$\begin{aligned} Y &= \frac{A_d}{A_c} \times 100 \\ Y &= \frac{0,9718 \text{ m}^2}{0,1534 \text{ m}^2} \times 100 \\ Y &= 12 \end{aligned}$$

Absis (X)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

Didapatkan dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* nilai X

$$X = 0,770$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} l_w &= 0,770 \times D_c \\ l_w &= 0,770 \times 1,2763 \text{ m} \\ l_w &= 0,9828 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\begin{aligned} \text{Weir height } (h_w) &= 60 \text{ mm} = 0,6 \text{ m} \\ \text{Hole diameter } (d_h) &= 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m} \\ \text{Plate thickness} &= 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m} \end{aligned}$$

4) Weep check

Cek weeping (Coulson, p.473)

$$\text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) = L/3.600$$

$$= 11,1930 \text{ kg/s}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum (L}_m, \text{ min)} &= 70\% \times L_{m, \text{ max}} \\ &= 70\% \times 11,1930 \text{ kg/s} \\ &= 7,8351 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (Coulson, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{11,1930 \text{ kg/s}}{(686,6737 \text{ kg/m}^3)(0,9828 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 48,7784 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left[\frac{7,8351 \text{ kg/s}}{(686,6737 \text{ kg/m}^3)(0,9828 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 38,4556 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60 \text{ mm} + 38,4556 \text{ mm} \\ &= 98,4556 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($h_w + h_{ow}$) sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,9000$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,9000 - 0,900(25,400 - 0,0050))}{(3,4010)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 1,1827 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity ($U_v \text{ min actual}$) (Coulson, Eq.11.84)

$$U_{v, \text{ min actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \text{ min actual}} = \frac{0,5576 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0972 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \text{ min actual}} = 4,0161 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 6,4493 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\text{Minimum vapor rate} = 70\% \times \text{Maximum vapor rate}$$

$$= 70\% \times 6,4493 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 4,5145 \text{ m}^3/\text{s}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate pressure drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* (U_h)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{ maks}}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{0,5576 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0972 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 5,7374 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($A_h/A_p \times 100$) dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

$$\text{Orifice coefficient } (C_o) = 0,84$$

$$\text{Dry plate drop } (h_d) : \quad (\text{Coulson, Eq.11.88})$$

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{5,7374 \text{ m/s}}{0,8400} \right)^2 \frac{11,5666 \text{ kg/m}^3}{686,6737 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_d = 40,0766 \text{ mm liquid}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{686,6737 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 18,2037 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (h_t): (Coulson, Eq. 11.90)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 40,0766 + (98,4556) + 18,2037 \\ &= 156,7359 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) Downcomer liquid backup

Downcomer pressure loss (h_{ap})

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm} \\ &= 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= 0,0491 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (h_{dc}).

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2 \\ h_{dc} &= 166 \left[\frac{11,1930 \text{ kg/s}}{(686,6737 \text{ kg/m}^3)(0,0491 \text{ m}^2)} \right]^2 \\ h_{dc} &= 0,000106 \text{ mm} \end{aligned}$$

Back up di downcomer (h_b) 5,5085

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= (98,4546 + 156,7359 + 0,000106) \text{ mm} \\ &= 255,1915 \text{ mm} = 0,2552 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (plate spacing + weir height) agar pemilihan tray spacing terpenuhi, maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} (l_t + h_w) &= \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,06 \text{ m}) \\ &= 0,3300 \text{ m} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari $\frac{1}{2} (l_t + h_w)$ telah terpenuhi

7) Residence time (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}}$$

$$t_r = 4,4023 \text{ detik}$$

8) Entrainment

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen *flooding actual* (u_v)

$$\begin{aligned} u_v &= \frac{Uv \text{ maks}}{An} \\ &= 0,4955 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 \\ &= 80\% \end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai FL_V 0,0755 dengan % *flooding* sehingga didapat nilai $\psi = 0,0090$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) Trial plate layout

Digunakan *plate* tipe *cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan l_w / D_c .

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,7700$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θ_C

$$\theta_C = 100^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\begin{aligned} \theta &= 180^\circ - \theta_C \\ &= 80^\circ \end{aligned}$$

Mean length, *unperforated edge strip* (L_m)

$$\begin{aligned} L_m &= (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 1,6974 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of *unperforated edge strip* (A_{up})

$$\begin{aligned}
 A_{up} &= h_w \times L_m \\
 &= 0,06 \text{ m} \times 1,6974 \text{ m} \\
 &= 0,1018 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}
 L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right) \\
 &= 0,9317 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}
 A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\
 &= 0,1118 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}
 A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\
 &= (0,0972 - 0,1018 - 0,1118) \text{ m}^2 \\
 &= 0,7582 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan l_p/d_h

$$l_p/d_h = 2,7500 \text{ untuk nilai } A_h/A_p = 0,1282$$

Nilai l_p/d_h harus berada dalam rentang 2,500 – 4,000

10) Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$\begin{aligned}
 A_{oh} &= 3,14 \frac{d_h^2}{4} \\
 &= 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah *holes* = A_h / A_{oh}

$$\begin{aligned}
 &= 0,0972 \text{ m}^2 / (2 \times 10^{-5} \text{ m}^2) \\
 &= 4.952,0672 \cong 4.952 \text{ holes}
 \end{aligned}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian bawah

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

(Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = Maximum allowable internal pressure (5-10% working pressure)

$$= 14,700 \text{ psig}$$

$$R = \text{Jari-jari kolom} = 0,6382 \text{ m}$$

$$S = \text{Working stress allowable} = 932,2297 \text{ atm}$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0,0318$$

$$E = \text{Welding joint efficiency} = 0,850$$

$$\text{Maka diperoleh } t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,0078 \text{ m}$$

12) Outside diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D_{\text{cbottom}} + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 1,2763 \text{ m} + 2 (0,0079 \text{ m}) \\ &= 1,2920 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Total Pressure Drop

Pressure drop per plate

$$\begin{aligned} \text{Rectifying section } (\Delta P_1) &= 152,7119 \text{ mm liquid} \\ &= 152,7119 \times 0,0000968 \text{ atm} \\ &= 0,0147 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Stripping section } (\Delta P_2) &= 156,7359 \text{ mm liquid} \\ &= 156,7359 \times 0,0000968 \text{ atm} \\ &= 0,0151 \text{ atm} \end{aligned}$$

Total pressure drop

$$\Delta P_{\text{total}} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2)$$

Dimana :

$$N_1 = \text{Jumlah stage rectifying section} = 8$$

$$N_2 = \text{Jumlah stage stripping section} = 9$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= (8 \times 0,0147 \text{ atm}) + (9 \times 0,0151 \text{ atm}) \\ &= 0,2533 \text{ atm} \end{aligned}$$

F. Tinggi Kolom Distilasi

$$\begin{aligned} H_{\text{tray}} &= (N. \text{ Tray spacing})_{\text{rectifying}} + (N. \text{ Tray spacing})_{\text{stripping}} \\ &= (7,6525 \times 0,600) \text{ m} + (1,9164 \times 0,600) \text{ m} \\ &= 5,7413 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{e top}} &= \text{Tinggi tutup ellipsoidal bagian top} \\ &= \frac{1}{4} \times D_c \\ &= \frac{1}{4} \times 1,2071 \text{ m} \\ &= 0,3018 \text{ m} \end{aligned}$$

H_{bottom} = Tinggi tutup ellipsoidal bagian bawah

$$= \frac{1}{4} \times D_c$$

$$= \frac{1}{4} \times 1,2071 \text{ m}$$

$$= 0,3191 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = H_{\text{tray}} + H_{\text{top}} + H_{\text{bottom}}$$

$$= (5,7413 + 0,3018 + 0,3191) \text{ m}$$

$$= 6,3622 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Distilasi			
Kode Alat	KD-02			
Jenis	Sieve Tray Column			
Jumlah	1 Unit			
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	Untuk memisahkan Etanol dari campuran senyawa			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	5	Atm	5	atm
Temperatur	90	°C	145	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	6	m		
	Top		Bottom	
Diameter	1,2224	M	1,2920	m
Tray Spacing	0,600	M	0,600	m
Jumlah Tray	8	Buah	2	buah
Tebal Silinder	0,0076	M	0,0079	m
Material	Carbon Steel			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0,1373	m ²	0,1534	m ²
Active Area	0,8693	m ²	0,9718	m ²
Hole Diameter	0,0050	m	0,0050	mm
Hole Area	0,0869	m ²	0,0972	m ²

Tinggi Weir	60,000	mm	60,000	mm
Panjang Weir	0,9295	m	0,9828	m
Plate Thickness	0,050	mm	0,0050	Mm
Pressure Drop	152,7119	mm H ₂ O	156,7359	mm H ₂ O
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Desain % Flooding	85	%	85	%
Jumlah Hole	4.430	buah	4.952	Buah

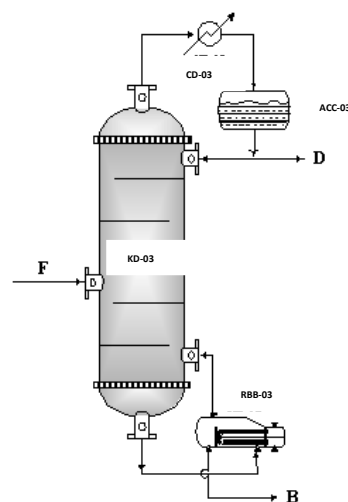
15. *Distillation Column - 03 (KD-03)*

Fungsi : Untuk memisahkan Butanol dari campuran senyawa

Tipe : *Sieve Tray Column*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Menentukan Kondisi Operasi

1) Kondisi *Feed* pada Kolom Distilasi

$$T = 100\text{ }^{\circ}\text{C} = 373,1500\text{ K}$$

$$P = 2\text{ atm} = 1.520,0042\text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Feed*

Komponen	kmol/h	K_i	X_i
Etil Asetat	77,4793	1,0248	0,9673
Butanol	2,6003	0,2618	0,0325
Air	0,0198	0,5131	0,0002

Total	80,0994	1,0000
--------------	----------------	---------------

2) Kondisi Distilat pada *Top*

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C} = 333,1500\text{ K}$$

$$P = 2\text{ atm} = 1.520,0000\text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Top*

Komponen	kmol/h	K_i	Y_i	X_i
Etil Asetat	77,4793	0,2735	1,0000	1,0009
Butanol	0,0000	0,0398	0,0000	0,0000
Air	0,0000	0,0983	0,0000	0,0000
Total	77,4793		1,000	1,0009

3) Kondisi *Bottom* pada *Bottom*

$$T = 111\text{ }^{\circ}\text{C} = 384,1500\text{ K}$$

$$P = 2\text{ atm} = 1.520,0000\text{ mmHg}$$

Data dan Komponen *Bottom*

Komponen	Kmol	K_i	Y_i	X_i
Etil Asetat	0,0000	1,3544	0,0000	0,0000
Butanol	2,6003	0,3881	0,9871	0,9924
Air	0,0198	0,7295	0,0130	0,0076
Total	0,1210		1,000	1,000

B. Perhitungan Desain Kolom Distilasi

Desain kolom distilasi menggunakan persamaan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

1) Menentukan relative volatility (α)

Key Component

Komponen		K_i	
		Top	Bottom
Light key	Etil Asetat	0,9999	0,8981
Heavy key	Butanol	0,0001	0,0001

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{Distilat}} &= K_{\text{LK}} / K_{\text{HK}} && (\text{Ludwig, Eq. 8.13}) \\ &= 0,9999 / 0,0001\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 8.872,8888 \\
 \alpha_{\text{Bottom}} &= K_{LK} / K_{HK} && (\text{Ludwig, Eq. 8.13}) \\
 &= 0,8981 / 0,0001 \\
 &= 9.021,0140 \\
 \alpha_{\text{Average}} &= \sqrt{\alpha_D \times \alpha_B} && (\text{Ludwig, Eq. 8.14}) \\
 &= \sqrt{8.872,8888 \times 9.021,0140} \\
 &= 8.946,6449
 \end{aligned}$$

2) Menentukan *stage minimum* ($N_{\min}$)

Dengan menggunakan metode Fenske didapat jumlah stage minimum

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\log\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)_D \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)_B}{\log \alpha_{\text{avg}}} && (\text{R. Van Winkle, Eq. 5.18}) \\
 N_{\min} &= \frac{\log\left(\frac{1,0001}{0,0001}\right) \left(\frac{0,0992}{0,0001}\right)}{\log 8.946,6449} \\
 &= 4,8209 \cong 5
 \end{aligned}$$

3) Menentukan reflux minimum ($R_{\min}$)

Untuk mencari refluks minimum

$$\begin{aligned}
 \sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} &= R_{\min} + 1 \\
 \sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta} &= 1 - q \\
 q &= 1 \text{ (bubble)} && (\text{R. Van Winkle, Eq. 5.82})
 \end{aligned}$$

Dengan melakukan *trial and error*, sehingga didapat nilai θ

$$\theta = 0,8832$$

Data Keseimbangan Distilat dan Refluks

Komponen	Xf	XD	α	$\alpha^* x_f / (\alpha - \theta)$	$x_d / (\alpha - \theta) / \alpha$
Etil Asetat	0,0004	0,8617	2,8249	0,0002	1,2537
Butanol	0,0004	0,0000	1,0000	0,0034	0,0000
Air	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,0008	0,8617		0,0036	1,2537

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i X_{i,d}}{\alpha_i - \theta}$$

$$\begin{aligned}
 R_{\min} + 1 &= 1,2537 \\
 R_{\min} &= 0,2537 \\
 R &= 1,5 \times R_m = 1,5 \times 0,2537 = 0,3805
 \end{aligned}$$

4) Menentukan *theoretical tray* pada *actual reflux*

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan korelasi Gilliland, yaitu hubungan antara *minimum reflux* dan *minimum stage* (Winkle, 1967).

Dimana :

$$\begin{aligned}
 R_{\min} &= 0,2537 \\
 N_{\min} &= 4,0209 \\
 R &= 0,3805 \\
 X &= \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right) = 0,0919 \\
 Y &= \left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \right) = 0,5000
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Grafik 5.18 (Winkle, Page 243), dengan memplot nilai X dan Y didapat :

$$N = \frac{N_m + \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)}{1 - \left(\frac{N - N_m}{N + 1} \right)} = 9,0418 \cong 9$$

Jadi, jumlah tray teoritis KD-03 yaitu 9 stage.

5) Menentukan *feed location Tray*

Lokasi *feed* ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \log \left(\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_f \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right)$$

$$N_r = 4,3283 N_s \quad (\text{Coulson, Eq. 11.62})$$

$$N = N_r + N_s$$

$$N = 4,3283 N_s + N_s$$

$$9,0418 = 5,3283 N_s$$

Pada *stripping section*

$$N_s = 9 / 5,3283 = 1,6969 \cong 2 \text{ trays}$$

Pada *rectifying section*

$$N_r = 7,3448 \cong 7 \text{ trays}$$

Jadi umpan masuk ke KD-03 pada stage 7

C. Desain Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

1) Flowrate pada *rectifying section*

$$\begin{aligned}
 D &= 7.667,4299 \text{ kg/jam} \\
 L &= 2.594,5589 \text{ kg/jam} \\
 V &= L + D \\
 &= 2,594.5589 + 7.667,4299 \\
 &= 9.412,7406 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,6147 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

Data Fisik Perhitungan *Rectifying Section*

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	2,6147	0,7207
Densitas (kg/m ³)	5,7105	800,6139
Volumetric Flowrate (m ³ /s)	0,4579	0,0009
Surface Tension (N/m)	0,0253	

2) Diameter kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.*

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, Eq. 11.82})$$

$$\begin{aligned}
 F_{LV} &= \left(\frac{2,6147 \text{ kg/s}}{0,7207 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{5,7105 \text{ kg/m}^3}{800,6139 \text{ kg/m}^3}} \\
 &= 0,2756 \times 0,0845 \\
 &= 0,0233
 \end{aligned}$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,300 – 0,600 m (*Coulson, 2005*)

Asumsi *plate spacing* = 0,600 m

Pada F_{LV} = 0,0233 Dari *Coulson 3rd Editon, Figure 11.27*

didapat nilai K_1

$$K_1 = 0,1100$$

$$\sigma = 0,0253 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1 \quad (\text{Coulson, Eq.11.80})$$

$$K^* = 0,1153$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Coulson, Eq.11.81})$$

$$U_f = 1,3599 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding (*Coulson 3rd Edition, Page 568*) pada laju alir maksimum :

$$\begin{aligned} \hat{u}_v &= 0,85 \times U_f & (\text{Coulson, p. 567}) \\ &= 0,850 \times 1,3599 \text{ m/s} \\ &= 1,1560 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Laju alir volume maksimum ($U_v \text{ max}$) (*Coulson, p. 567*)

$$\begin{aligned} U_{v \text{ max}} &= \frac{V}{\rho_v} \\ &= \frac{9.412,7406 \text{ kg/s}}{13,0662 \times 3.600 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,4579 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n) (*Coulson, p. 567*)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_{v \text{ max}}}{\hat{u}_v} \\ &= \frac{0,4579 \text{ m}^3/\text{s}}{1,1560 \text{ m/s}} \\ &= 0,3961 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\ &= \frac{0,3961 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \\ &= 0,4501 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom (D_c) (*Coulson, p. 580*)

$$\begin{aligned}
 D_c &= \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}} \\
 &= \sqrt{\frac{4(0,4501 \text{ m}^2)}{3,140}} \\
 &= 0,7572\text{m}
 \end{aligned}$$

3) Desain *plate*

Luas Area Kolom (A_c) (Coulson, p. 568)

$$A_c = \sqrt{\frac{D_c \times 3,14}{4}}$$

$$A_c = \sqrt{\frac{0,7572 \times 3,14}{4}}$$

$$A_c = 0,4501 \text{ m}^2$$

Downcomer area (A_d) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_d &= 12\% \times A_c \\
 &= 12\% \times (0,4501 \text{ m}^2) \\
 &= 0,0540 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Active area (A_a) (Coulson, p. 566)

$$\begin{aligned}
 A_a &= A_c - 2A_d \\
 &= [0,4501 - 2(0,0540) \text{ m}^2] \\
 &= 0,3421 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Hole area (A_h) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned}
 A_h &= 10\% \times A_a \\
 &= 10\% \times 0,3421 \text{ m}^2 \\
 &= 0,0342 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Weir High (h_w) ditentukan berdasarkan *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir Length* berfungsi sebagai penghalang yang ditempatkan di tepi bagian aliran turun (*downcomer*), dengan tujuan meningkatkan volume cairan yang dapat tertahan di atas *tray*.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100$$

$$Y = \frac{0,0540 \text{ m}^2}{0,4501 \text{ m}^2} \times 100$$

$$Y = 12$$

Absis (X) (Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

$$X = 0,7670$$

Sehingga :

$$l_w = 0,7670 \times D_c$$

$$l_w = 0,7670 \times 0,7572 \text{ m}$$

$$l_w = 0,5808 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\text{Weir height } (h_w) = 60 \text{ mm} = 0,060 \text{ m}$$

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

4) Weep check

Cek Weeping (Coulson, p. 473)

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) &= L/3600 \\ &= 0,7207 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum } (L_m, \text{ min}) &= 70\% \times L_m, \text{ max} \\ &= 70\% \times 0,7207 \text{ kg/s} \\ &= 0,5045 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (Coulson, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{0,7207 \text{ kg/s}}{(800,6139 \text{ kg/m}^3)(0,5808 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 10,0448 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \min} = 750 \left[\frac{0,5045 \text{ kg/s}}{(800,6139 \text{ kg/m}^3)(0,5808 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \min} = 7,9191 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum :

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60,0000 \text{ mm} + 7,9191 \text{ mm} \\ &= 67,9191 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(h_w + h_{ow})$ sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,5000$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$) (Coulson, Eq. 11.83)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,5000 - 0,900(25,400 - 5))}{(5,7105)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 0,6693 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual) (Coulson, Eq. 11.84)

$$U_{v, \min \text{ actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \min \text{ actual}} = \frac{0,4579 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0342 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \min \text{ actual}} = 9,3693 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 2,6147 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Minimum vapor rate} &= 70\% \times \text{Maximum vapor rate} \\ &= 70\% \times 2,6147 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 1,8303 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate pressure drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$) (Coulson, Eq. 11.87)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{0,4579 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0342 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 13,3847 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10,000$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(A_h/A_p \times 100)$ dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

$$\text{Orifice coefficient } (C_o) = 0,8400$$

$$\text{Dry plate drop } (h_d) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.88})$$

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{13,3847 \text{ m/s}}{0,8400} \right)^2 \frac{5,7105}{800,6139}$$

$$h_d = 92,3601 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Residual head } (h_r) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.89})$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{800,6139 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 15,6130 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Total pressure drop } (h_t) \quad (\text{Coulson, Eq. 11.90})$$

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 92,3601 + 67,9191 + 15,6130 \\ &= 175,8921 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) Downcomer liquid backup

$$\text{Downcomer pressure loss } (h_{ap})$$

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm} \\ &= 50,0000 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= 0,05 \text{ m} \times 0,5808 \text{ m} \\ &= 0,0290 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d, maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{m, maks}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2$$

$$h_{dc} = 0,16 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= (67,9191 + 175,8921 + 0,16) \text{ mm} \\ &= 243,9707 \text{ mm} = 0,2240 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah ½ (*plate spacing* + *weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi, maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} (l_t + h_w) &= \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,006 \text{ m}) \\ &= 0,3300 \text{ m} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari ½ (l_t + h_w) telah terpenuhi

7) *Resident time (t_r)*

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m, maks}}$$

$$t_r = 14,6384 \text{ detik}$$

8) *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen *flooding actual* (u_v)

$$u_v = \frac{U_v maks}{A_n}$$

$$= 1,1560 \text{ m/s}$$

$$\% flooding = \frac{u_v}{u_f} \times 100 \quad (Coulson, 2005)$$

$$= 85\%$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29* plot nilai F_{LV} dengan % *flooding* sehingga didapat nilai $\psi = 0,1200$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) *Trial plate layout*

Digunakan *plate tipe cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* didapatkan l_w / D_c

$$\frac{l_w}{D_c} = 0,7670$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32* didapatkan θ_c

$$\theta_c = 100^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180^\circ - \theta_c \\ &= 80^\circ\end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 0,9730 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \times L_m \\ &= 0,06 \text{ m} \times 0,9730 \text{ m} \\ &= 0,0584 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) \\ &= 0,5341 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\ &= 0,0641 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\ &= 0,2196 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan l_p / d_h

$$l_p / d_h = 2.5 \text{ untuk nilai } A_h / A_p = 0,1558$$

Nilai l_p / d_h harus berada dalam rentang 2,5 – 4.0

10) Jumlah *holes*

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$\begin{aligned} A_{oh} &= 3,14 \frac{d_h^2}{4} \\ &= 1.963 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } holes &= A_h / A_{oh} \\ &= 0,0342 \text{ m}^2 / (1,9 \times 10^{-5} \text{ m}^2) \\ &= 1.743,0799 \cong 1.743 \text{ holes} \end{aligned}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian atas

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

(Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = *Maximum allowable internal pressure* (5-10% working pressure)
= 14,7 psi

R = Jari-jari kolom = 0,3786 m

S = *Working stress allowable* = 932,2297 atm

C = Korosi maksimum = 0,0038 m

E = *Welding joint efficiency* = 0,850

Maka diperoleh $t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,0048 \text{ m}$

12) Outside diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D_{\text{c}_{\text{top}}} + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 0,7472 \text{ m} + 2 (0,0048\text{m}) \\ &= 0,7668 \text{ m} \end{aligned}$$

D. Desain Kolom Bagian Bawah (*Stripping Section*)

1) Flowrate pada *stripping section*

$$B^* = 192,7754 \text{ kg/jam}$$

$$V^* = 26.648,6922 \text{ kg/jam}$$

$$L^* = F + L$$

$$= 26.841,4675 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,4560 \text{ kg/s}$$

Data Fisik Perhitungan *Stripping Section*

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flowrate (kg/s)	7,4024	7,4560
Densitas (kg/m ³)	12,0363	915,2690
Volumetric Flowrate (m ³ /s)	0,6150	0,0081
Surface Tension (N/m)	0,0505	

2) Diameter kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Example 11.11, Page 578.*

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV}) (Coulson, Eq. 11.82)

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = \left(\frac{26.841,4675 \text{ kg/s}}{26.648,6922 \text{ kg/s}} \right) \times \sqrt{\frac{12,0363 \text{ kg/m}^3}{915,2690 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,1155$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,500 – 1,500 m (Coulson, 2005)

Asumsi *plate spacing* = 0,6 m

Pada F_{LV} = 0,1155

Dari *Coulson 3rd Editon, Figure 11.27* didapat nilai K₁

$$K_1 = 0,1$$

$$\sigma = 0,0505 \text{ N/m}$$

Koreksi untuk tegangan permukaan (Coulson, Eq. 11.81)

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} K_1$$

$$K^* = 0,1203$$

Kecepatan *flooding* (U_f) (Coulson, Eq. 11.81)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$U_f = 1,0425 \text{ m/s}$$

Desain 80% flooding (*Coulson 3rd Ed, Page 568*) pada laju alir maksimum:

$$\begin{aligned} \hat{u}_v &= 0,80 \times U_f && (\text{Coulson p.567}) \\ &= 0,80 \times 1,0425 \text{ m/s} \\ &= 0,8340 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Laju alir volume maksimum ($U_{V \text{ max}}$) (Coulson p.567)

$$\begin{aligned} U_{V \text{ max}} &= \frac{V}{\rho_V} \\ &= \frac{26.648,6922 \text{ kg/s}}{12,0363 \times 36.000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,6150 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n) (Coulson p.567)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_{V \text{ max}}}{\hat{u}_v} \\ &= \frac{0,6150 \text{ m}^3/\text{s}}{0,8340 \text{ m/s}} \\ &= 0,7374 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1 - 0,120} \\ &= \frac{0,7374 \text{ m}^2}{1 - 0,120} \\ &= 0,8380 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom (D_c) (Coulson p.580)

$$\begin{aligned} D_c &= \sqrt{\frac{4A_c}{3,140}} \\ &= \sqrt{\frac{4(0,8380 \text{ m}^2)}{3,140}} \\ &= 1,0332 \text{ m} \end{aligned}$$

3) Desain plate

Luas Area Kolom (A_c) (*Coulson, p. 568*)

$$A_c = \sqrt{\frac{D_c \times 3,140}{4}}$$

$$A_c = \sqrt{\frac{1,0332 \times 3,140}{4}}$$

$$A_c = 0,8340 \text{ m}^2$$

Downcomer area (A_d) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_d &= 12\% \times A_c \\ &= 12\% \times (0,8380 \text{ m}^2) \\ &= 0,1006 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Active area (A_a) (Coulson, p. 566)

$$\begin{aligned} A_a &= A_c - 2A_d \\ &= [0,8380 - 2(0,1006)] \text{ m}^2 \\ &= 0,6369 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Hole area (A_h) (Coulson, p. 568)

$$\begin{aligned} A_h &= 10\% \times A_a \\ &= 10\% \times 0,6369 \text{ m}^2 \\ &= 0,0637 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Weir Length (h_w) ditentukan berdasarkan *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir Length* berfungsi sebagai penghalang yang ditempatkan di tepi bagian aliran turun (*downcomer*), dengan tujuan meningkatkan volume cairan yang dapat tertahan di atas *tray*.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_c}{A_d} \times 100$$

$$Y = \frac{0,8380 \text{ m}^2}{0,1006 \text{ m}^2} \times 100$$

$$Y = 12$$

Absis (X)

$$X = \frac{l_w}{D_c}$$

Didapatkan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* nilai X

$$X = 0,7700$$

Sehingga :

$$l_w = 0,770 \times D_c$$

$$l_w = 0,770 \times 1,0332 \text{ m}$$

$$l_w = 0,7956 \text{ m}$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*.

$$\text{Weir height } (h_w) = 60 \text{ mm} = 0,0600 \text{ m}$$

$$\text{Hole diameter } (d_h) = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

4) Weep check

Cek weeping (Coulson, p.473)

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan maksimum } (L_m, \text{ max}) &= L/3600 \\ &= 7,4560 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*.

$$\begin{aligned} \text{Laju cairan minimum } (L_m, \text{ min}) &= 70\% \times L_m, \text{ max} \\ &= 70\% \times 7,4560 \text{ kg/s} \\ &= 5,2192 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Wet liquid crest (h_{ow}) (Coulson, Eq. 11.85)

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{\rho_L l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left[\frac{7,4560 \text{ kg/s}}{(915,2690 \text{ kg/m}^3) (0,7956 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ maks}} = 35,3660 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left[\frac{5,2192 \text{ kg/s}}{(915,2690 \text{ kg/m}^3) (0,7956 \text{ m})} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 27,8816 \text{ mm liquid}$$

Pada laju minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60 \text{ mm} + 27,8816 \text{ mm} \\ &= 87,8816 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari *Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($h_w + h_{ow}$) sehingga didapatkan:

$$K_2 = 30,9000$$

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\begin{aligned}\check{u}_h &= \frac{(K_2 - 0,900 (25,400 - d_h))}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \\ &= \frac{(30,9000 - 0,900(25,400 - 5))}{(3,4693)^{\frac{1}{2}}} \\ &= 1,1594 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual) (Coulson, Eq.11.84)

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = \frac{0,6150 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0637 \text{ m}^2}$$

$$U_{v, \text{min actual}} = 6,7599 \text{ m/s}$$

$$\text{Maximum vapor rate} = 7,4024 \text{ m}^3/\text{s}$$

Minimum vapor rate pada 70% turn down sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Minimum vapor rate} &= 70\% \times \text{Maximum vapor rate} \\ &= 70\% \times 7,4024 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 5,1817 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Nilai ini diterima, karena *minimum operating rate* harus berada diatas nilai *weep point*.

5) Plate pressure drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$U_h = \frac{7,4024 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0637 \text{ m}^2}$$

$$U_h = 9,6570 \text{ m/s}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a} = 0,100$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100 = 10$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai $(A_h/A_p \times 100)$ dengan nilai *plate thickness / hole diameter* didapatkan :

Orifice coefficient (C_o) = 0,84

Dry plate drop (h_d) : (*Coulson*, Eq.11.88)

$$h_d = 51 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 51 \left(\frac{9,6570 \text{ m/s}}{0,84} \right)^2 \frac{12,0363 \text{ kg/m}^3}{915,2690 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_d = 88,6425 \text{ mm liquid}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$h_r = \frac{12,500 \times 10^3}{915,2690 \text{ kg/m}^3}$$

$$h_r = 13,6572 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (h_t): (*Coulson*, Eq. 11.90)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 88,6425 + (87,8816) + 13,6572 \\ &= 190,1813 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

6) *Downcomer liquid backup*

Downcomer pressure loss (h_{ap})

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 60 \text{ mm} - 10 \text{ mm} \\ &= 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= 0,05 \text{ m} \times 0,7926 \text{ m} \\ &= 0,0398 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_{ap}} \right)^2$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{7,4560 \text{ kg/s}}{(915,2690 \text{ kg/m}^3)(0,0398 \text{ m}^2)} \right]^2$$

$$h_{dc} = 0,000017 \text{ mm}$$

Back up di downcomer (h_b) 5,5085

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= (87,8816 + 190,1813 + 0,000017) \text{ mm} \\ &= 278,0629 \text{ mm} = 0,2781 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing + weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi, maka :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} (l_t + h_w) &= \frac{1}{2} (0,6 \text{ m} + 0,06 \text{ m}) \\ &= 0,3300 \text{ m} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa h_b harus lebih kecil dari $\frac{1}{2} (l_t + h_w)$ telah terpenuhi

7) Residence time (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{m,maks}}$$

$$t_r = 5,4324 \text{ detik}$$

8) Entrainment

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1

Persen *flooding actual* (u_v)

$$\begin{aligned} u_v &= \frac{U_{v \text{ maks}}}{A_n} \\ &= 0,8340 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 \\ &= 80\% \end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai F_{LV} 0.1115 dengan % *flooding* sehingga didapat nilai $\psi = 0,0260$. Ketentuan bahwa nilai ψ harus kecil dari 1 telah terpenuhi.

9) Trial plate layout

Digunakan *plate tipe cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm *wide calming zones*.

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan l_w / D_c

$$\frac{l_w}{D_c} = 0.770$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θ_C

$$\theta_C = 100^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180^\circ - \theta_C \\ &= 80\end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) \\ &= 1,3581 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \times L_m \\ &= 0,0600 \text{ m} \times 1,3581 \text{ m} \\ &= 0,0815 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}F L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_C}{2} \right) \\ &= 0,7455 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} + h_w) \\ &= 0,0895 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - A_{up} - A_{cz} \\ &= (0,6369 - 0,0815 - 0,0895) \text{ m}^2 \\ &= 0,4659 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari Coluson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan l_p / d_h

$$l_p / d_h = 2.6800 \text{ untuk nilai } A_h / A_p = 0,1367$$

Nilai l_p / d_h harus berada dalam rentang 2,500 – 4,000

10) Jumlah holes

Area untuk 1 *hole* (A_{oh})

$$A_{oh} = 3,14 \frac{dh^2}{4}$$

$$= 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Jumlah *holes* = A_h / A_{oh}

$$= 0,0637 \text{ m}^2 / (2 \times 10^{-5} \text{ m}^2)$$

$$= 3.245,1025 \cong 3.425 \text{ holes}$$

11) Ketebalan dinding kolom bagian bawah

$$t = \frac{P_{r,i}}{SE_j - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

(Peter, 1991)

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = *Maximum allowable internal pressure* (5-10% working pressure)
= 14,7 psi

R = Jari-jari kolom = 0,5166m

S = *Working stress allowable* = 932,2297 atm

C = Korosi maksimum = 0,0038

E = *Welding joint efficiency* = 0,850

Maka diperoleh $t_{\text{silinder}} = t_{\text{head}} = 0,0051 \text{ m}$

12) Outside diameter (OD)

$$OD = D_{\text{cbottom}} + 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 1,04349 \text{ m} + 2 (0,0051 \text{ m})$$

$$= 1,0434 \text{ m}$$

E. Total Pressure Drop

Pressure drop per plate

$$\begin{aligned} \text{Rectifying section } (\Delta P_1) &= 175,8921 \text{ mm liquid} \\ &= 175,8921 \times 0,00009677 \text{ atm} \\ &= 0,0169 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Stripping section } (\Delta P_2) &= 190,1813 \text{ mm liquid} \\ &= 190,1813 \times 0,0000968 \text{ atm} \\ &= 0,0183 \text{ atm} \end{aligned}$$

Total pressure drop

$$\Delta P_{\text{total}} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2)$$

Dimana :

$$N_1 = \text{Jumlah stage rectifying section} = 6$$

$$N_2 = \text{Jumlah stage stripping section} = 7$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= (8 \times 0,0169 \text{ atm}) + (9 \times 0,000183 \text{ atm}) \\ &= 0,3001 \text{ atm} \end{aligned}$$

F. Tinggi Kolom Distilasi

$$\begin{aligned} H_{\text{tray}} &= (N. \text{Tray spacing})_{\text{rectifying}} + (N. \text{Tray spacing})_{\text{stripping}} \\ &= (7,3448 \times 0,600) \text{ m} + (1,6969 \times 0,600) \text{ m} \\ &= 5,4251 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{e}_{\text{top}}} &= \text{Tinggi tutup ellipsoidal bagian top} \\ &= \frac{1}{4} \times D_c \\ &= \frac{1}{4} \times 0,7572 \text{ m} \\ &= 0,1893 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{e}_{\text{bottom}}} &= \text{Tinggi tutup ellipsoidal bagian bawah} \\ &= \frac{1}{4} \times D_c \\ &= \frac{1}{4} \times 1,0332 \text{ m} \\ &= 0,2683 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= H_{\text{tray}} + H_{\text{e}_{\text{top}}} + H_{\text{e}_{\text{bottom}}} \\ &= (5,4241 + 0,1893 + 0,2683) \text{ m} \\ &= 5,8721 \text{ m} \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-03
Jenis	<i>Tray Column</i>
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan etanol dari campuran senyawa

DATA DESAIN

	Top		Bottom	
Tekanan	2	atm	2	atm

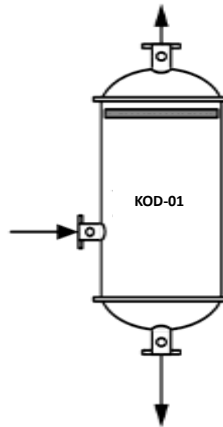
Temperatur	60	°C	111	°C
KOLOM				
Tinggi kolom		6	M	
	Top		Bottom	
Diameter	0,7668	M	1,0432	m
Tray Spacing	0,600	M	0,600	m
Jumlah Tray	7	buah	2	buah
Tebal	0,0048	M	0,0051	m
Material	Carbon Steel			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0,0540	m ²	0,1006	m ²
Active Area	0,3421	m ²	0,6369	m ²
Hole Diameter	0,0050	mm	0,0050	mm
Hole Area	0,0342	m ²	0,0637	m ²
Tinggi Weir	60,0000	mm	60,0000	mm
Panjang Weir	0,5808	m	0,7956	m
Plate Thickness	0,0050	mm	0,0050	mm
Pressure Drop	175,8921	mm	190,1813	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Disain % Flooding	85,000	%	85,000	%
Jumlah Hole	1.743	buah	3.245	buah

16. *Knock Out Drum – 01 (KOD – 01)*

Fungsi : Untuk memisahkan campuran liquid dengan campuran gas dari keluaran *bottom* PC-01.

Tipe : Silinder Vertikal dengan *Ellipsoidal Head*

Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur Feed	= 50°C
Tekanan Feed	= 10 atm
Laju Alir Liquid (W_L)	= 15.610,6803 kg/jam
Laju Alir Vapour (W_V)	= 313,5639 kg/jam
Faktor Keamanan	= 10%
Densitas Liquid (ρ_{Liq})	= 532,5815 lb/ft ³
Densitas Vapour (ρ_{vap})	= 17,6503 lb/ft ³

Desain Alat

1. Vapor-Liquid Separation Factor

$$\left(\frac{W_L}{W_V}\right) \times \left(\frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}\right)^{1/2}$$

Dimana,

$$\left(\frac{W_L}{W_V}\right) = 49,78$$

$$\left(\frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}\right)^{1/2} = 0,182$$

Sehingga,

$$\left(\frac{W_L}{W_V}\right) \times \left(\frac{\rho_{vap}}{\rho_{liq}}\right)^{1/2} = 0,7114$$

2. Menentukan koefisien K

$$K = -0,0073 + \frac{0,263}{x^{1,294} + 0,573}, 0,04 \leq x \leq 6,0 \quad (18.22, \text{Coulson})$$

Dimana,

$$x = (W_L/W_V) \sqrt{\rho_V/\rho_L} \quad (18.23, \text{Coulson})$$

$$x = 0,7114$$

Sehingga,

$$K = 0,0775$$

Karena nilai $K > 0,35$, maka digunakan *mesh deentrainer*

Berdasarkan *Walas*, RoT Summary, penghilangan entrainment hingga 99% dicapai menggunakan mesh pads dengan ketebalan 4-12 in; 6 in merupakan ketebalan yang sering digunakan. Sehingga pada perhitungan ini digunakan ketebalan mesh pad sebesar 6 in (0,5 ft).

3. Menghitung nilai kecepatan uap maksimum $(U_v)_{\max}$

$$(U_v)_{\max} = K_x [(\rho_l - \rho_v) / \rho_v]^{0,5} \quad (18.11, \text{Coulson})$$

$$= 0,1890 \text{ m/s}$$

4. Menghitung luas permukaan minimum vessel $(A_{\min})$

$$A_{\min} = Q_v / (U_v)_{\max} \quad (18.12, \text{Coulson})$$

Di mana,

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_{vap}}$$

$$= 17,7654 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0054 \text{ ft}^3/\text{s} \text{ (ditambah safety factor)}$$

Sehingga,

$$A_{\min} = 0,0287 \text{ ft}^2$$

5. Menghitung diameter minimum vessel $(D_{\min})$

$$D_{\min} = (4 A_{\min} \pi)^{0,5} \quad (18.13, \text{Coulson})$$

$$= 0,1913 \text{ m}$$

$$= 7,5297 \text{ in}$$

6. Menghitung kecepatan minimum dan maksimum feed pada inlet nozzle

$$(u_{\max})_{\text{nozzle}} = 100(\rho_{\text{mix}})^{0,5} \quad (18.14, \text{Coulson})$$

$$= 315,4944 \text{ ft/s}$$

$$(u_{\min})_{\text{nozzle}} = 60(\rho_{\text{mix}})^{0,5} \quad (18.15, \text{Coulson})$$

$$= 244,3809 \text{ ft/s}$$

7. Menghitung tinggi liquid di dalam vessel (H_L)

$$H_L = V / (4/\pi D^2) \quad (18.17, \text{Coulson})$$

Dimana,

$$\begin{aligned}
Q_L &= \frac{W_L}{\rho_{liq}} \\
&= 29,3113 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 0,01 \text{ ft}^3/\text{s} \text{ (ditambah safety factor)} \\
&= 0,6 \text{ ft}^3/\text{min} \\
V &= Q_L \times \text{holdup time} \\
&= 0,6 \text{ ft}^3/\text{min} \times 0,0220 \text{ min} \\
&= 0,013 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Sehingga,

$$H_l = 0,3737 \text{ m}$$

8. Menentukan dimensi vertikal kolom

Rasio tinggi dan diameter (L:D) antara 3-5, dengan L terdiri dari tinggi liquid dan vapor space minimum ($L = H_L + H_v$).

Menentukan vapor space minimum (H_v) berdasarkan standarnya:

$$\begin{aligned}
H_z &= D_v/2 \\
&= 1,000 \text{ ft} \\
&= 0,3048 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_v &= D_v \\
&= 1,1057 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_{\text{pads}} &= 0,5 \text{ ft} \\
&= 0,1524 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$H_L = 0,3737 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total Tinggi Vessel} &= H_l + H_z + H_v \\
&= 1,7842 \text{ m}
\end{aligned}$$

9. Menghitung volume vessel

Vessel yang digunakan adalah vessel dengan tutup elipsoidal head

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi Shell (H}_s\text{)} &= 1,4192 \text{ ft} \\
&= 0,5650 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume Shell (V}_s\text{)} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H_s \\
&= 0,0162 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume Head (V}_H\text{)} &= \frac{\pi D^3}{24} && \text{(Tabel 4, Peter)} \\
&= 0,0018 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Total (VT)} &= V_s + (2 \times V_H) \\ &= 0,0181 \text{ m}^3\end{aligned}$$

10. Menghitung ketebalan dinding vessel

- Untuk cylindrical shells

$$t = \frac{Pr_i}{SE_j - 0,6P} + C_c \quad (\text{Tabel 4, Peter})$$

Di mana,

$$P = 146,9600 \text{ psi}$$

$$r_i = 3,76486 \text{ in}$$

$$S = 18.700 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 4, Peter})$$

$$E_j = 0,85 \text{ (Electrical resistance weld)} \quad (\text{Tabel 4, Peter})$$

$$C_c = 0,125 \quad (\text{Tabel 6, Peter})$$

$$\text{Lifetime} = 12 \text{ tahun}$$

Sehingga,

$$t = 0,1598 \text{ in}$$

$$= 0,0041 \text{ m}$$

- Untuk ellipsoidal head

$$t = \frac{PD_a}{2SE_j - 0,2P} + C_c \quad (\text{Tabel 4, Peter})$$

Dimana,

$$P = 146,9600 \text{ psi}$$

$$D_a = 3,7649 \text{ in}$$

$$S = 18.700 \text{ psi}$$

$$E_j = 0,85 \text{ (Electrical resistance weld)}$$

$$C_c = 0,125$$

Sehingga,

$$t = 0,1600 \text{ in}$$

$$= 0,0041 \text{ m}$$

11. Menghitung Outside Diameter (OD) Vessel

$$\text{OD} = D + (2 \times t)$$

$$= 0,1994 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Knock Out Drum 01
Kode Alat	KOD-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memisahkan campuran fraksi vapor dan liquid dari PC-01

DATA DESAIN

Tipe	Silinder vertikal dengan <i>double</i> elipsoidal head	
Tekanan	10	Atm
Temperatur	50	°C
Diameter	0,1994	M
Tinggi	1,7842	M
Tebal Dinding	0,0041	M
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steal 316</i>	

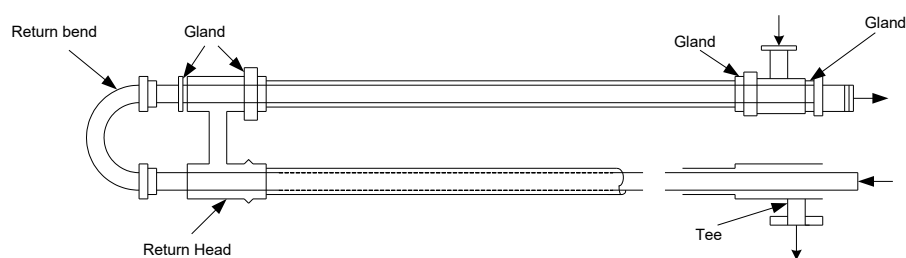
17. *Heater 01 (H-01)*

Fungsi : Menaikkan temperatur menuju VP-01

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless Steel 316*

Gambar :



Fluida Panas (*Saturated Steam*):

$$W_1 = 1.426,138 \text{ kg/jam} = 3.144,091 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 240^\circ\text{C} = 464^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 240^\circ\text{C} = 464^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin (*Feed MP-01*):

$$W_2 = 15.924,244 \text{ kg/jam} = 35.106,907 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} t_1 &= 30^\circ\text{C} &= 86^\circ\text{F} \\ t_2 &= 130^\circ\text{C} &= 266^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Desain:

a. Beban Panas H-01 A

$$Q = 2.519.257,727 \text{ kJ/jam} = 2.387.830,570 \text{ Btu/jam}$$

b. Log Mean Temperature Different (LMTD)

Komponen	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih
Suhu Tinggi	464	266	198
Suhu Rendah	464	86	378
	Selisih		-180

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \quad (\text{Pers. 4.11, Kern., 1965})$$

$$= 278,368^\circ\text{F}$$

c. T_c dan t_c

$$\begin{aligned} T_c &= 0,5 \times (T_1 + T_2) \\ &= 464^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= 0,5 \times (t_1 + t_2) \\ &= 176^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Asumsi:

$$U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern 1965})$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965}) \\ &= 87,620 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Double Pipe Heat Exchanger*.

	Annulus	Inner Side
Komponen	<i>Saturated steam</i>	Air Proses
IPS	1,50	0,50
<i>Schedule Number (SN)</i>	40	40
Outside Diameter (OD)	1,9	0,84
Inside Diameter (ID)	1,61	0,622

<i>Surface per pipe (a")</i>	0,498 ft ² /ft	0,22 ft ² /ft
------------------------------	---------------------------	--------------------------

(Sumber: Kern, Table 11, P.844)

d. Perhitungan Fluida**1. Annulus Side (Output ACC-01)***Flow area (A_a)*

$$D_2 = 1,61 \text{ in} = 0,1341 \text{ ft}$$

$$D_1 = 0,84 \text{ in} = 0,0700 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0103 \text{ ft}^2$$

Equivalent diameter (D_e)

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,1871 \text{ ft}$$

Mass flow pada annulus (G_a)

$$G_a = \frac{W}{A_a}$$

$$= 305.969,89 \text{ lb/jam ft}^2$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$\mu = 0,0433 \text{ lb/ jam ft}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e G_t}{\mu}$$

$$= 1.321.984,60048$$

Koefisien Perpindahan Panas Annulus

$$j_H = 210 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965})$$

$$C_p = 0,4684 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0218 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$Pr = \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0,14}$$

$$= 0,9297$$

$$\phi = 1$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} Pr \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0,14} \phi$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

$$h_o = 69,4214 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. *Inner side (Steam)*

Diameter *inner* (D_p)

$$D_p = 0,6220 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ &= 0,0407 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Mass flow pada annulus (G_a)

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= 863.152,4936 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$\mu = 0,5385 \text{ cP} = 176 \text{ lb/ jam ft}$$

(Pers 12.29 Coulson)

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\ &= 83.046,98 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas *inner*

$$j_H = 110$$

(Gambar 28 Kern, 1965)

$$C_p = 0,6886 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,2498 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} Pr &= \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0,14} \\ &= 1,4843 \end{aligned}$$

$$\emptyset = 1$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} Pr \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0,14} \emptyset$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

$$h_i = 1.155,0082 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 855,2561 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

(Pers. 6.7. Kern, 1965)

$$= 64,2095 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Design Overall Coefficient

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

$$R_D = 0,0010$$

$$U_D = 60,3354 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Required surface area (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$$

$$= 145,2213 \text{ ft}^2$$

Required Lenght (L)

$$L = \frac{A}{a''}$$

$$= 660,0969 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang 1 hairpin} = 15 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin yang diperlukan} &= L / \text{panjang hairpin} \\ &= 44,0065 \\ &= 44 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Real L} &= 1 \times 15 \times 1 \text{ ft} \\ &= 15 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Real A} &= L \times a'' \\ &= 148,5000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Actual Overall Design Coefficient (U_D)

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \Delta T} \\ &= 59,0032 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Actual Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= 0,0010 \end{aligned}$$

e. Pressure Drop

1. Annulus Side (*feed* dari MP-01)

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$= 0,0641 \text{ ft}$$

$$N_{Re}' = \frac{D_e' G_t}{\mu_{steam}}$$

$$= 1.321.984,6005$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{Re}'^{0,42}}$$

$$= 0,0036 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta F_a = \frac{4f \times G_a^2 \times L}{2g \times (\rho_{steam})^2 \times D_e'}$$

$$= 360,2249 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{G_a}{3.600 \times \rho_{steam}}$$

$$= 198,8216 \text{ ft/s}$$

$$F_L = n \times \frac{V_a^2}{g}$$

$$= 1.841 \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{(\Delta F_a + F_L) \rho_{steam}}{144}$$

$$= 6,5359 \text{ psi}$$

2. Inner Side (*steam*)

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{Re}^{0,42}}$$

$$= 0,0037$$

$$\Delta F_p = \frac{4f \times G_p^2 \times L}{2g \times \rho^2 \times D_p}$$

$$= 0,0032 \text{ ft}$$

$$\Delta P = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,00003063 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat

Heater 01

Kode	H-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan temperature menuju
Fungsi	VP-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	
Rd	0.001374	
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	64,2095	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	59,0032	Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	69,4214	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	855,2561	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	6,5359	Psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0,00004	Psi

18. Heater 02 (H-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater 02</i>
Kode	H-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan temperature menuju
Fungsi	KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0,0002	
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	142,9191	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	139,5552	Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	10,2585	Btu/jam ft ² °F

<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	659,0815	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	0,0116	Psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0,0245	Psi

19. *Heater 03 (H-03)*

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Heater 03	
Kode	H-03	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	Menaikkan temperature menuju	
	KD-02	
DATA DESAIN		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Rd	0,0001	
Overall Clean Coefficient (U_C)	150,0391	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	147,8665	Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)	8,7078	Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})	4.030,5319	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	0,0139	Psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0,0147	Psi

20. *Heater 04 (H-04)*

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Heater 04</i>
Kode	H-04
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi : Menaikkan temperature menuju KD-03

DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0,001	
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	54,8794	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	51,796	Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	91,7366	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	136,5936	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	1,60	psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0,0002	psi

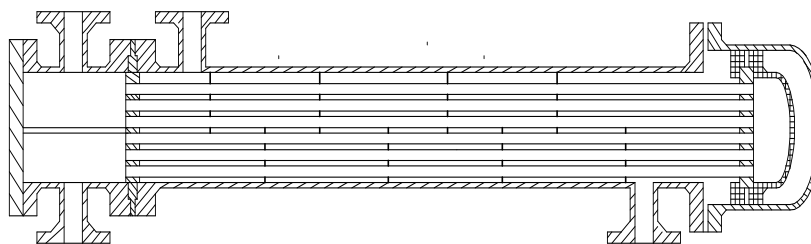
21. *Partial Condenser-01 (PC-01)*

Fungsi : Mengkondesasi *output* produk dari R-01

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



Fluida Panas (Campuran *Feed*):

$$W_1 = 15.924,2442 \text{ kg/jam} = 35.106,9551 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 446 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 140 \text{ }^{\circ}\text{C} = 284 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin):

$$W_2 = 52.023,1958 \text{ kg/jam} = 35.106,9551 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = -33^{\circ}\text{C} = -27,4^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 10^\circ\text{C} = 50^\circ\text{F}$$

Perhitungan Desain:

a. Beban Panas

$$Q = 10.111.228,5225 \text{ kJ/jam} = 9.583.594,2845 \text{ Btu/jam}$$

b. Log Mean Temperature Different (LMTD)

Komponen	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	Selisih
Suhu Tinggi	446	50	396
Suhu Rendah	284,00	-27,40	311,40
Selisih			84,60

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$= 352,01^\circ\text{F}$$

c. T_c dan t_c

$$T_c = 0,5 \times (T_1 + T_2)$$

$$= 365,00^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0,5 \times (t_1 + t_2)$$

$$= 11,30^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$$

$$= 272,2556 \text{ ft}^2 \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965})$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

1. Rencana Desain

Tube side (fluida panas)

$$\text{Panjang tube (L)} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tube} &= 0,049 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 0,652 \text{ in} \\
 \text{Pass} &= 4 \\
 \text{Tube sheet} &= 0,9375 \text{ triangular pitch} \\
 a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ (Tabel 10 Kern, 1965)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times a''} \\
 &= 173,3670 \\
 N_t &= 173
 \end{aligned}$$

2. Koreksi U_D

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 3.473,7248 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= 100,2122 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Data Shell

$$\begin{aligned}
 \text{ID Shell} &= 17,25 \text{ in} \\
 \text{Pass (n)} &= 2 \\
 \text{Baffle space} &= \text{ID shell} / 2 \\
 &= 8,625 \text{ in} \\
 P_t &= 0,9375 \text{ triangular pitch}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Fluida

1. Tube side (Campuran Feed)

$$\text{Flow area dalam tube (a't)} = 0,334 \text{ in}^2 \text{ (Tabel 10 Kern, 1965)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total flow area (at)} &= \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \\
 &= 0,2006 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir (G}_t\text{)} &= \frac{W}{at} \\
 &= 571.651,4209 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$T_c = 11,30 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,8089 \text{ cP} = 1,9575 \text{ lb/ jam ft} \\
 D &= 0,652 \text{ in} = 0,054 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\
 &= 15.867,2458
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas *Tube*

$$\begin{aligned}
 L/D &= 147,2393 \\
 j_H &= 110 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965}) \\
 C_p &= 1,0010 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0,3560 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F} \\
 Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\
 &= 1,3151
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &\quad (\text{Pers. 5.36 Kern, 1965})
 \end{aligned}$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 947,7550 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 943,0583761 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

2. *Shell side* (Air Pendingin)

$$\begin{aligned}
 t_c &= 365 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \text{Baffle space (B)} &= 8,625 \text{ in} \\
 \text{Clearance (C'')} &= \text{Pitch} - OD \\
 &= 0,1875 \\
 a_s &= \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times \text{Pt}} \\
 &= 0,2066 \text{ ft}^2 \\
 \text{Laju alir (G}_s\text{)} &= \frac{W}{a_s} \\
 &= 169.893,7712 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned}
 T_c &= 365 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,0174 \text{ cP} = 0,0422 \text{ lb/ jam ft} \\
 D_e &= 0,0608 \text{ ft} = 0,73 \text{ in} \\
 N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\
 &= 245.075,8565
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas *Shell*

$$\begin{aligned}
 j_H &= 500 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965}) \\
 C_p &= 0,2529 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 k &= 0,6369 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F} \\
 Pr &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\
 &= 0,1906
 \end{aligned}$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_o = 918,9836 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Clean Overall Coefficient } (U_C) = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

(Pers. 6.7. Kern, 1965)

$$= 298,2949 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirt Factor } (R_d) = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

(Pers. 6.11. Kern, 1965)

$$= 0,0079$$

3. Pressure Drop

1. Tube Side

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= 15.867,25 \\
 \text{Faktor friksi (f)} &= 0,0002 \quad (\text{Gambar 26 Kern, 1965}) \\
 s &= 0,4465
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t}$$

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

$$= 0,0273 \text{ psi}$$

$$v^2/2g = 0,001 \quad (\text{Gambar 27 Kern, 1965})$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g}$$

(Pers. 7.46 Kern, 1965)

$$= 0,0179 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (\text{Pers. 7.47 Kern, 1965})$$

$$= 0,0452 \text{ psi}$$

2. *Shell Side*

$$N_{Re} = 245.075,86$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0011 \quad (\text{Gambar 26 Kern, 1965})$$

$$\text{Number of cross (N+1)} = \frac{12L}{B}$$

(Pers. 7. 43 Kern, 1965)

$$= 133,5652$$

$$D_s = 0,1198 \text{ ft}$$

$$s = 0,2980$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t}$$

(Pers. 7.44 Kern, 1965)

$$= 0,5453 \text{ psi}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Partial Condensor 01</i>
Kode	PC-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondesasi <i>output</i> produk dari R-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0,0079	$^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{jam}/\text{Btu}$
Overall Clean Coefficient (U_C)	481,0637	$\text{Btu}/\text{jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$
Overall Design Coefficient (U_D)	100,2122	$\text{Btu}/\text{jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	83,1325	$\text{Btu}/\text{jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	823,9150	$\text{Btu}/\text{jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0,5453	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	0,0045	psi

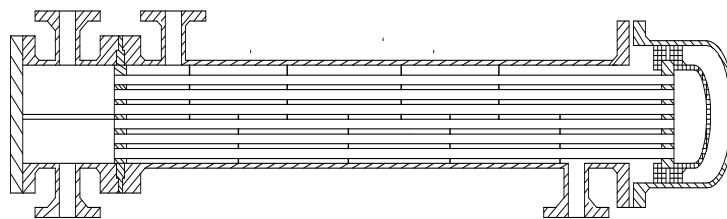
4. Reboiler-01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan kembali *bottom product* KD-01

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel*

Gambar :



Fluida Panas (*Saturated Steam*):

$$W_1 = 2.180,5321 \text{ kg/jam} = 4.807,2010 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 145^{\circ}\text{C} = 293^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 145^{\circ}\text{C} = 293^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin (*Aliran Keluaran Bottom Product*):

$$W_2 = 34.312,3550 \text{ kg/jam} = 22.354,7895 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 135^{\circ}\text{C} = 275^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 134,9^{\circ}\text{C} = 274,82^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan Desain:

C. Beban Panas RB-01

$$Q = 24.535.397,67 \text{ kJ/jam} = 23.255.410,51 \text{ Btu/jam}$$

D. Log Mean Temperature Different (LMTD)

Komponen	Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih
----------	-------------------------------------	--------------------------------------	---------

Suhu Tinggi	293	275	18
Suhu Rendah	293	274,82	18,18
Selisih			-0.18

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$= 18,0899 \text{ } ^\circ\text{F}$$

E. Tc dan tc

$$T_c = 0,5 \times (T_1 + T_2)$$

$$= 293^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0,5 \times (t_1 + t_2)$$

$$= 275^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 200 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965})$$

$$= 6.427,7508 \text{ ft}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

1. Rencana Desain

Tube side (fluida panas)

$$\text{Panjang tube (L)} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,482 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$\text{Tube sheet pitch} = 0,9375 \text{ in OD tubes on 1 triangular}$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\text{Jumlah tube (N}_t) = \frac{A}{L \times a''}$$

$$= 2.728,7106$$

Berdasarkan Tabel 9 Kern (1965), nilai N_t mendekati perhitungan

$$N_t = 2.729$$

2. Koreksi U_D

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 6.428,4324 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\
 &= 199,9788 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Data *Shell*

$$\begin{aligned}
 \text{ID } \textit{Shell} &= 17,25 \text{ in} \\
 \text{Pass (n)} &= 1 \\
 \textit{Baffle space} &= \text{ID } \textit{shell} / 2 \\
 &= 8,6250 \text{ in} \\
 \text{Pt} &= 1 \text{ triangular pitch}
 \end{aligned}$$

F. Perhitungan Fluida1. *Tube side (Saturated steam)*

$$\text{Flow area dalam tube (a't)} = 0,1820 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total flow area (at)} &= \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \\
 &= 1,7246 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir (G}_t\text{)} &= \frac{W}{at} \\
 &= 43.862,9557 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned}
 T_c &= 274,9100 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,4536 \text{ cP} = 1,0977 \text{ lb/ jam ft} \\
 D &= 0,4820 \text{ in} = 0,0402 \text{ ft} \\
 N_{Re} &= \frac{D_e G_t}{\mu} \\
 &= 1.604,9779
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas *Tube*

$$\begin{aligned}
 L/D &= 298,75 \\
 j_H &= 7,8 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965}) \\
 C_p &= 15,1102 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 k &= 16,1329 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 0,3427 \end{aligned}$$

$$h_i = j_H \frac{k}{D} \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Pers. 5.36 Kern, 1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_i = 3.902,1661 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 2.507,7921 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. *Shell side (Aliran bottom product KD-01)*

$$t_c = 293 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Pitch} - \text{OD}$$

$$= 0,250$$

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times \text{Pt}}$$

$$= 0,310 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir (G}_s\text{)} = \frac{W}{a_s}$$

$$= 15.509,0544 \text{ lb/jam ft}^2$$

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$T_c = 293^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0163 \text{ cP} = 0,0394 \text{ lb/ jam ft}$$

$$D_e = 0,550 \text{ in} = 0,0458 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e G_t}{\mu}$$

$$= 18.053,60$$

Koefisien Perpindahan Panas *Shell*

$$j_H = 45 \quad (\text{Gambar 28 Kern, 1965})$$

$$C_p = 8,5924 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,5947 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu}{k} \\ &= 0,5689 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \frac{k}{D} \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &\quad (\text{Pers. 5.36 Kern, 1965}) \end{aligned}$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_o = 483,8056 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Clean Overall Coefficient } (U_C) &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &\quad (\text{Pers. 6.7. Kern, 1965}) \end{aligned}$$

$$= 405,5639 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Dirt Factor } (R_d) &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &\quad (\text{Pers. 6.11. Kern, 1965}) \end{aligned}$$

$$= 0,0025$$

3. Pressure Drop

1. Tube Side

$$N_{Re} = 1.604,98$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0048 \text{ (Gambar 26 Kern, 1965)}$$

$$s = 0,0001$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f G_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t} \\ &\quad (\text{Pers. 7.44 Kern, 1965}) \end{aligned}$$

$$= 0,0465 \text{ psi}$$

$$v^2/2g = 0,001 \quad (\text{Gambar 27 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g} \\ &\quad (\text{Pers. 7.46 Kern, 1965}) \end{aligned}$$

$$0,0070 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (\text{Pers. 7.47 Kern, 1965})$$

$$= 0,0536 \text{ psi}$$

2. Shell Side

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= 18.053,60 \\
 \text{Faktor friksi (f)} &= 0,0020 \quad (\text{Gambar 26 Kern, 1965}) \\
 \text{Number of cross (N+1)} &= \frac{12L}{B} \\
 &= 200,3478 \\
 D_s &= 1,2321 \text{ ft} \\
 s &= 2.002,1986 \\
 \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_t} \\
 &= 0,0003 \text{ psi} \quad (\text{Pers. 7.44 Kern, 1965})
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reboiler 01
Kode	RB-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan kembali <i>bottom product</i> KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0025	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	405,5639	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	199,9788	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	483,8056	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	2.507,7921	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,0003	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,0536	psi

4. Reboiler 02 (RB-02)

Reboiler 02 (RB-02) menggunakan 693 *tube* dengan panjang 12 ft dan diameter *shell* 12 in. Reboiler 02 dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan Reboiler 01 (RB-01).

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Reboiler 02	
Kode	RB-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinyu	
	Memanaskan kembali <i>bottom product</i>	
Fungsi	KD-02	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0005	
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U_C)	162,8196	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient</i> (U_D)	149,8729	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h_o)	1.967,4762	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h_{io})	177,5095	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP_s)	0,00003	psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP_T)	0,09856	psi

5. Reboiler-03 (RB-03)

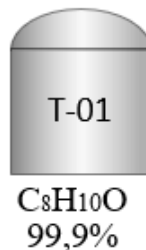
Reboiler 03 (RB-03) menggunakan 1.301 *tube* dengan panjang 12 ft dan diameter *shell* 17,25 in. Reboiler 03 dihitung menggunakan metode perhitungan *Shell and Tube Heat Exchanger* dan analogi yang sama dengan Reboiler 01 (RB-01).

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reboiler 03
Kode	RB-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

	Memanaskan kembali <i>bottom product</i>	
Fungsi	KD-03	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0002	
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U _C)	207,3323	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient</i> (U _D)	199,8557	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h _o)	1.505,1731	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h _{io})	240,4540	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP _s)	0,00009	psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP _T)	0,0131	psi

6. Tangki-01 (T-01)

Fungsi : Menampung Bahan Baku Etanol
 Tipe : *Silinder Vertikal* dengan *Ellipsoidal Head*
 Gambar :



Data Kondisi Operasi:

Tekanan (P) = 1 atm
 Temperatur (T) = 30 °C
 Laju Alir Massa (W) = 6.894,10 kg/jam
 Densitas (ρ) = 782,64 kg/m³
 Bahan Konstruksi = *Stainless steal 316*
 Lama Penyimpanan (t) = 3 hari
 Jumlah Tangki = 4 buah

Perhitungan Desain:

a. Kapasitas Tanki (V_t)

Volume campuran = $\frac{W}{\rho} \times \text{Lama penyimpanan}$ (Peters dan Timmerhaus, 1991)

$$= \frac{6.894,10 \text{ kg/jam}}{782,64 \text{ kg/m}^3} \times 7 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 634,24 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume 1 tanki} = \frac{\text{Volume campuran}}{\text{Jumlah tanki} \times \text{Utilisasi}}$$

$$= \frac{634,24 \text{ m}^3}{4 \text{ tanki}}$$

$$= 198,20 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$V_t = (100\% + 10\%) \times 634,24 \text{ m}^3$$

$$= 697,66 \text{ m}^3$$

b. Diameter Tanki (D)

H = Tinggi silinder = $3/2(D)$ (Tabel 4, Peters dan Timmerhaus, 1991)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D \right)$$

$$= \frac{3}{8} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_t}{3\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{8 \times 198,20 \text{ m}^3}{3 \times 3,14}}$$

$$= 5,33 \text{ m}$$

$$R = \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} \times 5,33 \text{ m}$$

$$= 2,66 \text{ m}$$

c. Volume Ellipsoidal Head (V_e)

$$\begin{aligned}
 V_e &= \frac{\pi D^3}{24} && \text{(Tabel 4, Peters dan Timmerhaus, 1991)} \\
 &= \frac{3,14 \times (5,33 \text{ m})^3}{24} \\
 &= 19,79 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

d. Volume Silinder (V_s)

$$\begin{aligned}
 V_t &= V_e + V_s && \text{(Tabel 4, Peters dan Timmerhaus, 1991)} \\
 V_s &= V_t - V_e \\
 &= 697,66 \text{ m}^3 - 19,79 \text{ m}^3 \\
 &= 677,87 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

e. Tinggi Tanki (H_t) (Tabel 5, Peters dan Timmerhaus, 1991)

Tinggi *Silinder* (H_s)

$$\begin{aligned}
 H_s &= 3/2 D \\
 &= 3/2 \times (5,33 \text{ m}) \\
 &= 7,99 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi *Ellipsoidal* (H_e)

$$\begin{aligned}
 H_e &= 1/4 D \\
 &= 1/4 \times (5,33 \text{ m}) \\
 &= 1,33 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tanki (H_t)

$$\begin{aligned}
 H_t &= H_s + H_e \\
 &= 7,99 \text{ m} + 1,33 \text{ m} \\
 &= 14,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Tanki (t) (Tabel 4, Peters dan Timmerhaus, 1991)

Tebal Dinding *Silinder* (t)

$$t = \frac{P \cdot r}{S.E - 0,6 \cdot P} + C_c$$

Tebal Dinding *Ellipsoidal Head* (th)

$$th = \frac{P \cdot D}{2S.E - 0,2 \cdot P} + C_c$$

Keterangan:

t = Tebal dinding (m)

P = Tekanan desain = 1 atm

r	= Jari-jari kolom	= 2,66 m
S	= Tekanan kerja yang diizinkan	= 13.700 atm
E	= Efisiensi pengelasan	= 0,85
C _c	= Korosi yang diizinkan	= 0,01 mm/tahun = 0,00001 m/tahun

Tebal dinding :

$$t = \frac{14,70 \times 104,89 \text{ inch}}{13,700 \text{ atm} \times 0,85 - 0,6 \times 14,70 \text{ inch}} + (0,000036 \text{ m/tahun} \times 11 \text{ tahun})$$

$$= 0,00362 \text{ m} = 0,14 \text{ inch}$$

d. Outside Diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 5,33 \text{ m} \\ \text{OD} &= \text{ID} + 2t \\ &= 5,33 \text{ m} + 2 \times 0,00362 \text{ m} \\ &= 5,34 \text{ m} \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tangki Etanol	
Kode Alat	T-01	
Jumlah	4	
Fungsi	Menampung Bahan Baku Etanol	
DATA DESAIN		
Tipe	Vertical Cylinder with Ellipsoidal Head	
Kapasitas	634,24	m ³
Temperatur	30	°C
Tekanan	1	Atm
ID	5,33	M
OD	5,34	M
Tebal Dinding	0,00362	M
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316	

7. Tangki-02 (T-02)

Fungsi	: Menampung Produk Samping berupa Hidrogen
Tipe	: <i>Spherical Tank</i>
Gambar	:

T=30 °C
P= 1 atm



C₈H₈
99,80%

Data Kondisi Operasi:

Tekanan (P)	= 10 atm
Temperatur (T)	= 30 °C
Laju alir massa (W)	= 313,37 kg/jam
Densitas (ρ)	= 8,09 kg/m ³

Tangki 02 (T-02) dihitung menggunakan metode perhitungan *spherical tank* dan analogi yang sama dengan Tangki-01 (T-01). Diperoleh data desain sebagai berikut:

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki Hidrogen
Kode Alat	T-02
Jumlah	6 Unit
Fungsi	Menampung Produk Samping berupa Hidrogen

DATA DESAIN

Tipe	<i>Spherical Tank</i>	
Kapasitas	1.858,46	m ³
Temperatur	30	°C
Tekanan	10	Atm
ID	9,04	M
OD	9,07	M
Tebal Dinding	0,02	M
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

8. Tangki-03 (T-03)

Fungsi : Menampung Produk Utama Berupa Etil Asetat

Tipe : *Silinder Vertikal dengan Head Type Ellipsoidal*

Gambar :



Data Kondisi Operasi:

Tekann (P)	= 1 atm
Temperatur (T)	= 30 °C
Laju Alir Massa (W)	= 6.818,18 kg/jam
Densitas (ρ)	887,68 kg/m ³

Tangki-03 (T-03) dihitung menggunakan metode perhitungan Silinder *Vertikal dengan Head Type Ellipsoidal* dan analogi yang sama dengan Tangki-01 (T-01). Diperoleh data desain sebagai berikut:

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki Etil Asetat
Kode Alat	T-03
Jumlah	6 Unit
Fungsi	Menampung Produk Utama Berupa Etil Asetat

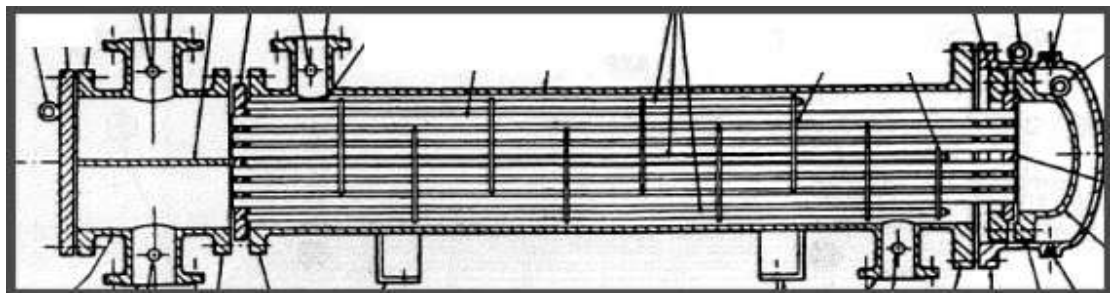
DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder Vertikal dengan Head Type Ellipsoidal</i>	
Kapasitas	553,02	m ³
Temperatur	30	°C

Tekanan	1	Atm
ID	6,415	M
OD	6,4234	M
Tebal Dinding	0,00430	M
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	

9. *Vaporizer-01 (VP-01)*

Fungsi	: Menguapkan Bahan Baku Etanol
Tipe	: <i>Horizontal Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Gambar	:



37.1. Data Kondisi Operasi

Fluida Panas : *Steam*

$$W_1 = 7.464,6518 \text{ kg/jam} = 16.456,7429 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 240,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 464 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 240,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 464 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin : Aliran dari T-01

$$W_2 = 15.924,2442 \text{ kg /jam} = 35.106,9551 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 266 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 446 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

18.2. Desain Perhitungan

- 1) Beban Panas *Vaporizer*

$$Q = 1.308.337,103 \text{ Btu/jam}$$

- 2) LMTD

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Selisih ($^{\circ}\text{F}$)
-------------------------------------	--------------------------------------	--------------------------------

T ₁	464,00	Suhu tinggi	t ₂	446,00	18,00(Δt ₂)
T ₂	464,00	Suhu rendah	t ₁	266,00	198,00 (Δt ₁)

$$\text{LMTD } (\Delta t) = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

$$= \frac{18,00 - 198,00}{\ln\left(\frac{18,00}{198,00}\right)}$$

$$= 75,07^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{464,00 - 464,00}{266,00 - 446,00} = 0,00$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{446,00 - 266,00}{464,00 - 266,00} = 0,90$$

$$F_t = 1,00 \quad (\text{Fig. 18, Kern, 1965})$$

$$\text{LMTD } (\Delta t) = F_t \times \text{LMTD } (\Delta t)$$

$$= 1,00 \times 19,56^\circ\text{F}$$

$$= 19,56^\circ\text{F}$$

3) Temperatur T_c dan t_c

$$\text{Fluida panas, } T_c = \frac{1}{2} (464,00 + 464,00) = 464,00^\circ\text{F}$$

$$\text{Fluida dingin, } t_c = \frac{1}{2} (266,00 + 446,00) = 356,00^\circ\text{F}$$

Berdasarkan tabel 8 *Process Heat Transfer*, diambil:

$$\text{Asumsi, } U_D = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern, 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965})$$

$$= \frac{12.498.320,0988 \text{ Btu/jam}}{200 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 19,56 \text{ F}}$$

$$= 3.195,4746 \text{ ft}^2$$

Karena A > 200 ft², maka dipilih HE jenis *shell and tube heat exchanger*.

a) Rencana Klasifikasi:

Digunakan *tube* dengan diameter luar 0,75 in, BWG 18, 1 in *triangular pitch* dan panjang 16 ft. (Table 9, Kern, 1965)

$$\text{Luas permukaan luar } tube \text{ per ft (a'')} = 0,1707 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10, Kern, 1965})$$

$$\text{Jumlah } tube \text{ (N}_t\text{)} = \frac{A}{L \cdot a''} \quad (\text{Kern, 1965, Hal. 150})$$

$$= \frac{3.195,4746 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \cdot 0,1707 \text{ ft}^2}$$

$$= 1.169,9892$$

Pada tabel 9 buku *Process Heat Transfer*, jumlah *tube* yang mendekati adalah 1.170. (Kern, D. Q., 1965)

Data *shell* dan *tube*

<i>Shell</i>			<i>Tube</i>		
ID	=	39 in	Jumlah	=	1.170
<i>Baffle space</i>	=	39 in	Panjang	=	8 ft
Pass (n)	=	1	OD	=	0,75 in
			ID	=	0,652 in
			<i>Wall thickness</i>	=	0,049 in
			<i>Flow area per tube</i>	=	0,334 in ²
			a''	=	0,1707 ft ² /ft
			Pass (n)	=	2

b) Koreksi U_D

$$A = N_t \times L \times a'' \quad (\text{Kern, 1965, Hal. 150})$$

$$= 1.170 \times 16 \text{ ft} \times 0,1707 \text{ ft}^2/\text{ft} = 3.195,504 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \quad (\text{Pers. 5.13, Kern, 1965})$$

$$= \frac{12,498,320,0988 \text{ Btu/jam}}{3.195,504 \text{ ft}^2 \times 19,56 \text{ F}}$$

$$= 199,9982 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Nilai U_D hasil perhitungan mendekati U_D asumsi.

Keterangan:

A = area perpindahan panas

N_t = jumlah *tube*

L = panjang *tube*

a'' = luas permukaan luar *tube* per ft

U_D = *design overall heat transfer coefficient*

4) Perhitungan Fluida

a) *Tube Side*, fluida panas

$$\text{Flow area per tube (a'_t)} = 0,334 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10, Kern, 1965})$$

$$\text{Total flow area (a}_t\text{)} = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n} \quad (\text{Pers. 7.48, Kern, 1965})$$

$$= \frac{1.170 \times 0.1707 \text{ in}^2}{144 \times 1}$$

$$= 2,7138 \text{ ft}^2$$

$$\text{Laju alir, G}_t = \frac{W_2}{a_t} \quad (\text{Pers. 7.2, Kern, 1965})$$

$$= \frac{16.456,7429 \text{ lb/jam}}{2,7138 \text{ ft}^2}$$

$$= 6.064,2074 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan Reynold, Re_t

$$\text{Pada } t_c = 356 \text{ } ^\circ\text{F} :$$

$$\mu = 0,5208 \text{ cP} = 1,2602 \text{ lb/ft jam}$$

$$ID = \text{diameter dalam tube} = 0,652 \text{ in} = 0,0543 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Kern, 1965, hal. 150})$$

$$= \frac{0,0543 \text{ ft} \times 6.064,2074 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,2602 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 261,4537775$$

Koefisien Perpindahan Panas Pada *Tube*

$$L/D = 294,4785$$

$$j_H = 7,5$$

Prandl Number, P_r

$$P_r = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$k = 0,2509 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0,6883 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$P_r = \frac{0,6883 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{hr} \times 1,2602 \text{ btu/hr.F}}{0,2509 \text{ Btu/jam.ft.F}}$$

$$P_r = 3,4574$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 5.36, Kern, 1965})$$

$$= 260,1440 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i (ID/OD) \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$= 260,1440 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} (0.652 \text{ inch} / 0.75 \text{ inch})$$

$$= 226,1518 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

b) *Shell Side*, fluida dingin

$$\begin{aligned} \text{Clearance (C')} &= \text{pitch} - \text{OD} \\ &= 1,25 - 0,75 = 0,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Baffle spacing} = 39 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow area pada shell (a}_s\text{)} &= \frac{\text{ID} \times \text{C}' \times \text{B}}{144 \times \text{Pt}} && (\text{Pers. 7.1, Kern, 1965}) \\ &= \frac{39 \text{ in} \times 0,5 \text{ inch} \times 39 \text{ in}}{144 \times 1,25} \\ &= 4,2250 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir, G}_s &= \frac{W}{a_s} && (\text{Pers. 7.2, Kern, 1965}) \\ &= \frac{35.106,9551 \text{ lb/jam}}{4,2250 \text{ ft}^2} \\ &= 8.309,338476 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold, Re_s

$$\text{Pada } T_c = 464 \text{ °F,}$$

$$\mu = 0,0179 \text{ cP} = 0,0433 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Diameter ekivalen (D}_e\text{)} = 0,73 \text{ in} = 0.0608 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \text{Re}_s &= \frac{D_e \times G_s}{\mu} && (\text{Kern, 1965, hal. 150}) \end{aligned}$$

$$= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 8.309,338476 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0433 \text{ lb/ft jam}}$$

$$= 11.665,93$$

Koefisien Perpindahan Panas Pada Shell

$$j_H = 65 \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

Prandtl Number, P_r

$$P_r = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$k = 0,0003 \text{ Btu/jam.ft.°F}$$

$$C_p = 0,4685 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$P_r = \frac{0,4685 \frac{\text{btu}}{\text{hr}} \cdot F \times 0,0433 \text{ lb/ft.hr.}}{0,0003 \text{ Btu/jam.ft.F}}$$

$$P_r = 66,0371$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 5.36, Kern, 1965})$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapatkan

$$h_o = 3.097,5708 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient, U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$= \frac{226,1518 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 3.097,5708 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}}{226,1518 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} + 3.097,5708 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$= 210,7641 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, 1965})$$

$$= \frac{210,7641 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} - 199,9982 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}}{210,7641 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 199,9982 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$= 0,0003$$

5) Pressure Drop

a) Tube Side

$$Re_t = 261,45$$

Pada fig. 26 *Process Heat Transfer* didapat:

$$\text{Faktor friksi} = 0,019 \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1965})$$

$$s = 1,0891$$

$$\Delta P_t = \frac{f G t^2 2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \phi} \quad (\text{Pers. 7.44, Kern, 1965})$$

$$= 0,0001 \text{ psi}$$

$$G t = 253,880,6653 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$V^2/2g = 0,1 \quad (\text{Fig 27, Kern, 1965})$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \quad (\text{Pers. 7.46, Kern, 1965})$$

$$= 0,3637 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (\text{Pers. 7.47, Kern, 1965})$$

$$= 0,0001 \text{ psi} + 0,3637 \text{ psi}$$

$$= 0,3637 \text{ psi}$$

b) Shell side

$$\begin{aligned}
 Re_s &= 11.665,93 \\
 \text{Faktor friksi} &= 0,2 & (\text{Fig. 29 Kern, 1965}) \\
 \text{Number of cross, } (N + 1) & \\
 (N + 1) &= 12 L / B \\
 &= 59,0769 \\
 D_s &= ID / 12 \\
 &= 0,2708 \text{ ft} \\
 \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \phi} & (\text{Pers. 7.44, Kern, 1965}) \\
 &= 0,1628 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Vaporizer – 01</i>
Kode	VP-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menguapkan Reaktan Fresh Feed Etanol dari T-01

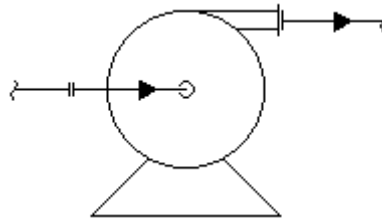
DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0,0003	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_C)</i>	210,7641	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	199,9982	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	3.097,5708	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	226,1518	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0,1628	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0,3673	Psi

10. POMPA-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan Etil Asetat dari Tangki (T-01) menuju MP-01
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Bahan Konstruksi : *Cast Iron & API-610*

Gambar :



Kondisi Operasi:

Temperatur, $T = 30^{\circ}\text{C}$

Flowrate, $m_s = 15.924,2442 \text{ kg/Jam} = 35.106,5888 \text{ lb/Jam}$

Densitas fluida, $\rho = 790,1617 \text{ kg/m}^3 = 49,3342 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 0,9512 \text{ cP} = 2,3009 \text{ lb/ft.Jam}$

Tekanan uap, $P_{\text{uap}} = 81,3042 \text{ mmHg} = 1,5692 \text{ psi} = 225,9605 \text{ lbf/ft}^2$

Faktor keamanan, $f = 10\%$

1) Kapasitas Pompa, Q_f

$$m_f = (1 + f) \times m_s$$

$$m_f = (1 + 0,1) \times 35.106,5888 \text{ lb/Jam}$$

$$= 38.617,2477 \text{ kg/Jam}$$

$$= 643,6208 \text{ lb/menit}$$

$$Q_f = \frac{m_f}{\rho}$$

$$= 13,0461 \text{ m}^3/\text{menit} = 0,2174 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$Q_f = 97,5982 \text{ gal/menit}$$

2) Menentukan Ukuran Pipa

Diameter Pipa

Untuk aliran turbulent dan direncanakan Di lebih besar dari 1 in maka digunakan rumus diameter dalam optimal pipa.

$$D_{\text{opt}} = 0,363 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter edisi 5, halaman 501; 1991})$$

$$= 3,9 \times (0,2174 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (49,3342 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 3,2582 \text{ in}$$

Dari tabel 10-18 *Properties of steel pipe, Perry's chemical Engineers' Handbook*, dimensi pipa yang digunakan adalah:

Untuk Suction Pipe

$$\text{NPS} = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ m}$$

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

$$\text{ID} = 3,7800 \text{ in} = 0,3150 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 4,0000 \text{ in} = 0,3333 \text{ m}$$

$$\text{Ls} = 3 \text{ m}$$

$$a'' = 0,0771 \text{ ft}^2 = 11,1038 \text{ in}^2$$

Untuk Discharge Pipe

$$\text{NPS} = 3 \text{ in} = 0,2500 \text{ m}$$

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

$$\text{ID} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{Ld} = 5 \text{ m}$$

$$a'' = 0,0513 \text{ ft}^2 = 7,3872 \text{ m}^2$$

3) Perhitungan Pada Suction

$$\text{Suction velocity, } V_s = \frac{Q_f}{a''}$$

$$V_s = \frac{0,2174 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0771 \text{ m}^2}$$

$$= 2,8198 \text{ m/s}$$

$$= 10.151,3203 \text{ m/jam}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = \frac{(2,8198 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft lb/lbf s}}$$

$$= 0,1236 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Reynold Number, } N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,3150 \text{ m} \times 10.151,3203 \frac{\text{m}}{\text{jam}} \times 149,3342 \text{ kg/m}^3}{2,3009 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 68.560,6555 \text{ (Turbulent Flow)}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah “*Commercial Steel Pipe*”. Dari figure 12-1. *Fanning friction factors for long straight pipes. American Society of Mechanical Engineer (1944)*, diperoleh:

Equivalent roughness, $\varepsilon = 0,00015 \text{ m}$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015 \text{ m}}{0,3150 \text{ m}}$$

$$= 0,0005$$

Pada $N_{Re} = 68.560,6555$ dan $\varepsilon/D = 0,0005$, dari *figure 12-1. Fanning friction factors for long straight pipes. American Society of Mechanical Engineer (1944)*, diperoleh:

fanning factor, $f = 0,0080$

a) Perhitungan *suction friction loss*

Skin friction loss, H_{fs}

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times Le}{D} \times \frac{V^2}{2gc} \quad (\text{Geankoplis, Hal93})^2$$

Berdasarkan Tabel II.1 *Alat Industri Kimia Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, equivalent length dari fitting dan valve*, Hal.35 sebagai berikut:

Jenis Fitting	Equivalent Length	Banyak Fitting	Equivalent Length of Fitting
Elbow 90° std	32	2	64
Gate Valve	7	1	7
Tee	90	0	0
	Total		71

Maka:

$$L = L_s + (L_{\text{fitting}} \times ID)$$

$$= 9,8425 \text{ m} + (71 \times 0,3150 \text{ m})$$

$$= 32,2075 \text{ m}$$

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times Le}{D} \times \frac{V^2}{2gc}$$

$$= 0,4043 \text{ J/kg}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times V^2 \quad (\text{Peter, 2003})$$

Keterangan:

$$K_c = 0,5 \times (1 - S_b/S_a)$$

A_1 = Luas penampang 1 = $A_{>>}$

A_2 = Luas penampang 2 = $A_{<<}$

α = 1 untuk aliran turbulen

A_1/A_2 diabaikan karena luas A_1 sangat besar dibanding dengan luas A_2 , sehingga:

$$K_c = 0,5 \times (1 - A_2/A_1) \\ = 0,50$$

$$H_{f_c} = \frac{K_c}{2\alpha} \times \frac{V^2}{2g_c} \\ = 0,0309 \text{ J/Kg}$$

Fitting dan Valve Friction Loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Syarifuddin, 2002})$$

Nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 *Alat Industri Kimia Prof. Dr. Ir. Syarifudim Ismail*, Hal. 3.

Jenis Fitting	K_f	Jumlah	K_f Setiap Fitting
Elbow 90° std	0,9	2	1,8
Gate Valve	0,2	1	0,2
Tee	1,8	0	0
Total			2

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2g_c} \\ = 0,2471 \text{ J/Kg}$$

Total Suction Friction Loss, $H_{f \text{ suc}}$

$$H_{f \text{ suc}} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff} \\ = (0,4043 + 0,0309 + 0,2471) \text{ J/kg} \\ = 0,6823 \text{ J/Kg}$$

b) Perhitungan *Suction Head*, H_{suc}

Suction head, H_{suc} :

$$\frac{P_a - P_b}{\rho} + \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g\alpha} = H_f$$

$$\begin{aligned}
Z_a &= 2 \text{ m} \\
Z_b &= 0 \text{ m (reference)} \\
\text{Static suction, } Z_s &= Z_a - Z_b = 2 \text{ m} \\
g/gc &= 1 \text{ m/s}^2 \\
\text{static suction, head, } H_s &= \frac{g}{gc}(Z_a - Z_b) \\
&= 6,5617 \text{ m/s}^2 \times 1 \text{ m} \\
&= 6,5617 \text{ m}^2/\text{s}^2
\end{aligned}$$

Pressure head, H_p :

$$\begin{aligned}
P_a &= 1 \text{ atm} \\
\frac{P_a}{\rho} &= \frac{2,144.2640 \text{ Pa}}{49,3342 \text{ Kg/m}^3} \\
&= 43,4640 \text{ Pa.m}^3/\text{kg}
\end{aligned}$$

Velocity head, H_v

$$\begin{aligned}
V_a - V_b &= 0 \text{ m/s} \\
H_v &= 0 \text{ m}^2/\text{s}^2 = 0 \text{ J/Kg}
\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
\frac{P_a - P_b}{\rho} + \frac{g}{gc}(Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2ga} &= H_f \\
\frac{P_b}{\rho} = \frac{P_a}{\rho} = \frac{g}{gc}(Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2ga} - H_f \\
\frac{P_b}{\rho} &= H_p + H_s + H_v - H_{fsuc} \\
\frac{P_b}{\rho} &= 40,0689 \text{ J/kg} + 19,6000 \text{ J/kg} + 0 \text{ J/Kg} - 0,0053 \text{ J/Kg} \\
H_{suc} &= 59,6655 \text{ J/Kg} \\
P_b &= 59,6655 \text{ J/Kg} \times 1.011,5073 \text{ kg/m}^3 \\
&= 2.501,6412 \text{ lbf/ft}^2 \\
&= 17,3725
\end{aligned}$$

c) Perhitungan *Net Positive Suction Head* (NPSH)

Vapor Pressure Corection, $H_{p \text{ uap}}$

$$\begin{aligned}
 H_{p \text{ uap}} &= \frac{P_{uap}}{\rho} \\
 &= 4,5802 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \text{Total NPSH} &= H_{\text{suc}} - H_{p \text{ uap}} \\
 &= (50,7081 - 4,5802) \text{ J/Kg} = 46,1279 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

4) Perhitungan Pada *Discharge*

$$\begin{aligned}
 \text{Discharge velocity, } V_d &= \frac{Q_f}{a''} \\
 V_d &= \frac{0,2174 \text{ f/s}}{0,0513 \text{ m}^2} \\
 &= 4,2385 \text{ m/s} \\
 &= 15.258,6415 \text{ m/Jam} \\
 \frac{V^2}{2g_c} &= \frac{(4,2385 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft lb/lbf s}} = 0,2792 \text{ ft.lbf/lb} \\
 \text{Reynold Number, } N_{Re} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,2557 \times 15.258,6415 \text{ m/jam} \times 49,3342 \text{ kg/m}^3}{2,3009 \text{ kg/m.jam}} \\
 &= 83.643,4340 \text{ (Turbulent Flow)}
 \end{aligned}$$

Pipa yang digunakan dibuat dari material baja komersial (*commercial steel pipe*). Nilai faktor gesekan (*fanning friction factor*) untuk pipa baja lurus dan panjang dapat diperoleh dari grafik pada Gambar 12-1, yang diterbitkan oleh *American Society of Mechanical Engineers* (ASME) tahun 1944, diperoleh: *Equivalent roughness*, $\varepsilon = 0,000046 \text{ m}$

$$\begin{aligned}
 \frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,00015 \text{ m}}{0,2557 \text{ m}} \\
 &= 0,0006
 \end{aligned}$$

Pada $N_{Re} = 2.897,3580$ dan $\varepsilon/D = 0,0008$, dari *figure 12-1. Fanning friction factors for long straight pipes. American Society of Mechanical Engineer (1944)*, diperoleh:

fanning factor, $f = 0,0090$

a) Perhitungan *Discharge Friction Loss*

Skin friction loss, H_{fs}

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Syarifuddin, 2002})$$

Berdasarkan Tabel II.1 *Alat Industri Kimia Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, equivalent length dari fitting dan valve*, Hal.35 sebagai berikut:

Jenis Fitting	Equivalent Length	Banyak Fitting	Equivalent Length of Fitting
Elbow 90° std	32	2	64
Gate Valve	7	1	7
Tee	90	0	0
Total			71

Maka:

$$\begin{aligned}
 L &= L_s + (L_{\text{fitting}} \times \text{ID}) \\
 &= 16,4042 \text{ m} + (71 \times 0,2557 \text{ m}) \\
 &= 34,5565 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{fs} &= \frac{4 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \\
 &= 1,3585 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

Sudden Expansion Friction Loss, H_{fe}

$$H_{f_{ex}} = K_{ex} \times \frac{V^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Keterangan:

$$K_e = 0,98 \times (1 - S_b/S_a)$$

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0513$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = A_{\ll}$$

$$\alpha = 1 \text{ untuk aliran transisi}$$

A_1/A_2 diabaikan karena luas A_1 sangat besar dibanding dengan luas

A_2 , sehingga:

$$\begin{aligned}
 K_e &= 0,8 \times (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0,8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{f_{ex}} &= K_{ex} \times \frac{V^2}{2\alpha} \\
 &= 0,1117 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

Fitting dan Valve Friction Loss, H_{ff}

$$H_{Ff} = kf \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 *Alat Industri Kimia Prof. Dr. Ir. Syarifudim Ismail*, Hal. 3.

Jenis Fitting	K_f	Jumlah	K_f Setiap Fitting
Elbow 90° std	0,9	2	1,8
Gate Valve	0,2	1	0,2
Tee	1,8	0	0

$$H_{Ff} = kf \times \frac{V^2}{2}$$

$$= 0,5584 \text{ J/Kg}$$

Total Discharge Friction Loss, $H_{f \text{ dis}}$

$$H_{f \text{ dis}} = H_{fs} + H_{fe} + H_{ff}$$

$$= (1,3585 + 0,1117 + 0,5584) \text{ J/Kg}$$

$$= 2,0285 \text{ J/Kg}$$

b) Perhitungan *Discharge Head*, H_{dis}

Discharge head, H_{dis} :

$$\frac{P_c - P_d}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_c - Z_d) + \frac{V_c^2 - V_d^2}{2g\alpha} = H_f$$

$$Z_c = 0 \text{ m}$$

$$Z_d = 15 \text{ m}$$

$$\text{Static suction, } Z_s = Z_d - Z_c = 15 \text{ m} = 49,2126 \text{ ft}$$

$$g/gc = 1 \text{ m/s}^2$$

$$\text{static discharge head, } H_{\text{dis}} = \frac{g}{gc} (Z_c - Z_d)$$

$$= 1 \times 49,2126$$

$$= 49,2126 \text{ ft.lbf/lb}$$

Pressure head, H_p :

$$P_d = 9,9 \text{ atm} = 20.887,1309 \text{ Pa}$$

$$\frac{P_d}{\rho} = \frac{151.987,5000 \text{ Pa}}{1.011,5073 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 423,3804 \text{ Pa.m}^3/\text{Kg}$$

Velocity head, H_v

$$V_c - V_d = 0 \text{ m/s}$$

$$H_v = 0 \text{ J/kg}$$

Maka :

$$\frac{P_c - P_d}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_c - Z_d) + \frac{V_c^2 - V_d^2}{2ga} = H_f$$

$$\frac{P_c}{\rho} = \frac{P_d}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_d - Z_c) + \frac{V_d^2 - V_c^2}{2ga} - H_{f_{dis}}$$

$$\frac{P_c}{\rho} = H_p + H_{dis} + H_v - H_{f_{dis}}$$

$$\frac{P_c}{\rho} = (150,2584 + 39,2000 + 0 + 0,0118) \text{ J/Kg}$$

$$D_{head} = 189,4702 \text{ J/Kg}$$

$$\begin{aligned} P_c &= 470,5644 \text{ ft.lbf/lb} \times 49,3342 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 23.214,9199 \text{ lbf/ft}^2 \\ &= 161,2147 \text{ psi} \end{aligned}$$

Differential Pressure (Total Pump), ΔP

$$\begin{aligned} \text{Differential pressure} &= \text{Discharge pressure} - \text{Suction pressure} \\ &= 161,2147 \text{ psi} - 17,3725 \text{ psi} \\ &= 143,8422 \text{ psi} \end{aligned}$$

Berdasarkan jenis pompa yang ada dipasaran, maka dipilih pompa *sentrifugal single state*

5) Total Head

$$\begin{aligned} \text{Total head} &= \text{Discharge head} - \text{Suction head} \\ &= 470,5644 \text{ ft.lbf/lb} - 50,7081 \text{ ft. lbf/lb} \\ &= 419,8564 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

6) Effisiensi Pompa, η

$$\text{Kapasitas pompa, } Q_f = 97,5982 \text{ gal/min}$$

Efisiensi pompa diperoleh dari *figure 12-17, efficiencies of centrifugal pump, Peters 4th edition hal 516* diperoleh:

$$\text{Effisiensi pompa, } \eta = 67\%$$

7) Break Horse Power (BHP)

Persamaan Bernoulli:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f \quad (\text{Peters, 1991}) \\ &= 419,8564 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{m_f \times W_s}{\eta_p}$$

$$BHP = 403.325,8250 \text{ J/h} = 12,2172 \text{ HP}$$

8) *Requirement Driver* (Besarnya Tenaga Pompa)

Dari gambar 14-38, *efficiencies of three-phase motor*, Peter (hal 521), pada

BHP = 12,2172 Hp didapat efisiensi motor = 87%

$$MHP = \frac{BHP}{\text{Efisiensi motor}} = \frac{12,2172 \text{ HP}}{0,87}$$

$$= 14,0427 \text{ HP}$$

Maka dipilih pompa yang berkekuatan = 6 Hp

Dari perhitungan yang sama maka untuk pompa selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan pompa P-01.

IDENTIFIKASI			
Nama Alat	Pompa		
Kode Alat	P-01		
Fungsi	Mengalirkan Etil Asetat dari Tangki (T-01) menuju MP-01		
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>		
Temperatur	30	°C	
Densitas	790,1617	kg/m ³	
Laju Alir Massa	15.924,2442	kg/jam	
Viskositas	0,9512	cP	
Tekanan Uap	1,5692	psi	
Faktor Keamanan	10	%	
Kapasitas Pompa	97,5982	gal/min	
Debit Aliran	0,0055	m ³ /s	
Bagian	Suction		Discharge
NPS	3,5 in		3 in
Schedule Number	40		40
ID	3,7800	In	3,0680 in
OD	4,0000	In	3,5000 in
L	3,0000	M	5,0000 m
Velocity	2,8198	m/s	4,2385 m/s

<i>Total Friction Loss</i>	0,6823 J/kg	2,0285 J/kg
<i>Required Motor Driver</i>	14,0427	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

Pompa berdaya motor 6 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran. Pompa 02 (P-02) sampai Pompa 7 (P-7) dihitung dengan metode perhitungan dan analogi yang sama dengan Pompa 01 (P-01).

11. Pompa 02 (P-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa	
Kode Alat	P-02	
Fungsi	Mengalirkan Bottom Product dari (KOD-01) menuju KD-01	
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>	
Temperatur	50	°C
Densitas	814,9792	kg/m ³
Laju Alir Massa	15.610,6803	kg/jam
Viskositas	0,5841	cP
Tekanan Uap	4,2791	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	92,7629	gal/min
Debit Aliran	0,0053	m ³ /s
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	3,5 in	3 In
Schedule Number	40	40
ID	3,7800 in	3,0680 In
OD	4,0000 In	3,5000 In
L	3,0000 m	5,0000 m
<i>Velocity</i>	2,6801 m/s	4,0285 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	0,6159 J/Kg	1,8340 J/Kg
<i>Required Motor Driver</i>	13,5984	HP

Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>

Pompa berdaya motor 12 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

12. Pompa-03 (P-03)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa	
Kode Alat	P-03	
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari (ACC-01) menuju KD-01	
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>	
Temperatur	100,000	°C
Densitas	710,1618	kg/m ³
Laju Alir Massa	10.821,3715	kg/jam
Viskositas	0,3319	cP
Tekanan Uap	35,5465	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	73,7945	gal/min
Debit Aliran	0,0042	m ³ /s
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	3 In	2 in
Schedule Number	40	40
ID	3,0680 In	2,0670 in
OD	3,5000 In	2,3750 in
L	3 m	5 m
<i>Velocity</i>	3,2048 m/s	7,0560 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	0,0135 J/lb	6,4976 ft lbf/lb
<i>Required Motor Driver</i>	11,3776	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

Pompa berdaya motor 12 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

13. Pompa 04 (P-04)

IDENTIFIKASI		
--------------	--	--

Nama Alat	Pompa	
Kode Alat	P-04	
Fungsi	Mengalirkan Output Ekstrak EX-01 menuju kolom distilasi (KD-02)	
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>	
Temperatur	50,000	°C
Densitas	884,1380	kg/m ³
Laju Alir Massa	36.035,9498	kg/jam
Viskositas	0,4760	cP
Tekanan Uap	2,7123	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	197,3853	gal/min
Debit Aliran	0,0113	m ³ /s

Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	5 In	4 in
Schedule Number	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 in
OD	5,5630 in	4,5000 in
L	3,0000 m	12,0000 m
<i>Velocity</i>	3,1637 m/s	4,9745 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	0,7734 J/lb	3,0436 J/lb
<i>Required Motor Driver</i>	1,7447	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

Pompa berdaya motor 4 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

14. Pompa 05 (P-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
Kode Alat	P-05
Fungsi	Mengalirkan produk dari RB-02
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>

Temperatur	90,000	°C
Densitas	802,7107	kg/m ³
Laju Alir Massa	1.729,4008	kg/jam
Viskositas	0,2552	cP
Tekanan Uap	20,8797	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	10,4336	gal/min
Debit Aliran	0,0006	m ³ /s
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	1,5 In	1 In
Schedule Number	40	40
ID	1,3800 in	1,0490 In
OD	1,6600 in	1,3150 In
L	3,0000 m	5,0000 M
<i>Velocity</i>	2,2351 m/s	3,8741 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	2,6703 J/lb	1,7940 J/lb
<i>Required Motor Driver</i>	0,3042	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

Pompa berdaya motor 3 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

15. Pompa 06 (P-06)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa	
Kode Alat	P-06	
Fungsi	Mengalirkan Aliran Recycle dari MP-02 menuju EX-01	
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>	
Temperatur	145,000	°C
Densitas	728,1883	kg/m ³
Laju Alir Massa	35.653,6727	kg/jam
Viskositas	0,1502	cP

Tekanan Uap	86,2403	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	237,1152	gal/min
Debit Aliran	0,0136	m ³ /s
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	5 In	4,5 In
Schedule Number	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 In
OD	5,5630 in	4,5000 In
L	3,0000 M	15,0000 M
<i>Velocity</i>	3,8004 m/s	5,9758 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	1,1382 J/lb	5,2504 J/lb
<i>Required Motor Driver</i>	3,6745	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

Pompa berdaya motor 2 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

16. Pompa 07 (P-07)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pompa	
Kode Alat	P-07	
Fungsi	Mengalirkan Refluks dari Accumulator-03 menuju Kolom Distilasi (KD-03)	
Tipe	<i>Centrifuge Pump</i>	
Temperatur	60,0000	°C
Densitas	850,8027	kg/m ³
Laju Alir Massa	24.136,2269	kg/jam
Viskositas	0,3012	cP
Tekanan Uap	8,0232	Psi
Faktor Keamanan	10	%
Kapasitas Pompa	137,3850	gal/min
Debit Aliran	0,0078	m ³ /s

Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS	4 In	3,5 In
Schedule Number	40	40
ID	4,0260 in	3,5480 In
OD	4,5000 in	4,0000 In
L	3,0000 m	20,0000 M
<i>Velocity</i>	3,4624 m/s	4,4552 m/s
<i>Total Friction Loss</i>	0,9922 J/lb	3,6395 J/lb
<i>Required Motor Driver</i>	2,7484	HP
Jumlah	2 (1 Buah Cadangan)	
Bahan	<i>Cast Iron & API-610</i>	

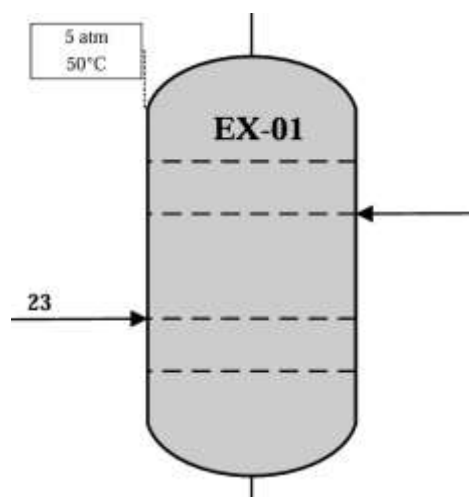
Pompa berdaya motor 12 HP dipilih untuk menyesuaikan pompa di pasaran.

17. *Extractor - 01 (EX-01)*

Fungsi : Untuk memisahkan ekstrak dalam dengan menggunakan air

Bahan : Stainless Steel 316

Gambar :



Data Aliran

Flowrate of water solution (C) 679,1980719 kg/h

Density of water solution (ρ_C)	1.036,7800 kg/m ³
Density of organic solution (ρ_D)	874,5439 kg/m ³
Laju alir campuran feed (D)	7.943,25026 kg/h
Viskositas solven (μ_C)	0,00000002 kg/ms
Viskositas campuran (μ_D)	0,000001 cP
Faktor konversi	1
Interfacial tension (σ)	0,0026 N/m

Column Perforation

1) Diameter Orifice terhadap Rasio Diameter Jet

$$d_0 = \text{Orifice diameter} = 0,006 \text{ m} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$p = \text{Triangular pitch} = 0,015 \text{ m} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$\begin{aligned} \Delta\rho &= \rho_C - \rho_D \\ &= 162,2361 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\frac{d_0}{d_j} = 1,51 \frac{d_0}{\left(\frac{\sigma g_c}{\Delta\rho g}\right)} + 0,12 \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$\frac{d_0}{d_j} = 1,51 \frac{0,006}{\left(\frac{0,0685 \times 1}{162,2361 \times 9,807}\right)} + 0,12$$

$$d_j = 0,0040 \text{ m}$$

2) Kecepatan melalui orifice (V_o)

$$V_o = 2,69 \left(\frac{d_j}{d_0}\right)^2 \left[\frac{\sigma}{d_j (0,5137 \rho_D + 0,4719 \rho_C)}\right]^{0,5} (\text{Levenspiel, 1980})$$

$$\begin{aligned} V_o &= 2,69 \left(\frac{0,0040}{0,006}\right)^2 \left[\frac{0,00685}{0,0040 (0,5137 \times 874,5439 + 0,4719 \times 1036,7800)}\right]^{0,5} \\ &= 0,1614 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Karena V_o kurang dari 0,1 maka V_o digunakan 0,1 m/s (Trayball, 1981)

3) Perforation Area (A_{per})

$$A_{per} = \frac{qD}{V_o} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$A_{per} = \frac{0,0025}{0,1614}$$

$$= 0,0156 \text{ m}^2$$

4) Number of Perforation (N_o)

$$N_o = \frac{A_{per}}{\left(\frac{(do)^2}{4}\right)} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$N_o = \frac{0,0156}{\left(\frac{3,14 (0,006)^2}{4}\right)} t$$

$$= 553,0252$$

5) *Plate Area for Perforation* (A_p)

$$A_p = \frac{0,0156}{0,907 \left(\frac{0,006}{0,0040}\right)^2} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$= 0,0077 \text{ m}^2$$

6) *Downspouts*

V_d = Continuous phase velocity

V_t = Terminal velocity of dispersed phase drop

$$V_d = V_t \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$dp = 2 \times dj$$

$$dp = 0,0080$$

$$V_t = \frac{0,8364 (\Delta\rho)^{0,5742} (dp)^{0,7037} (g)^{0,5742}}{(\rho c)^{0,4446} (\sigma g c)^{0,01873} (\mu c)^{0,11087}}$$

$$= 0,0017 \text{ m/s}$$

7) *Downspout Area* (A_d)

$$A_d = \frac{qc}{V_d} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$A_d = \frac{0,0094}{0,0017}$$

$$= 5,4502 \text{ m}^2$$

8) *Total Plate Area* (A_T)

$$A_T = \frac{A_p + 2A_d}{0,8} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$A_T = \frac{0,0077 + 2 (5,4502)}{0,8}$$

$$= 13,6350 \text{ m}^2$$

9) *Tower Diameter* (D_T)

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \times A_T}{n}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \times 13,6350}{3,14}}$$

$$= 4,1677 \text{ m}$$

10) Efisiensi Tray

$$N_T = \text{Jumlah stage teoritis} = 5 \text{ stage}$$

$$E_o = \text{Efisiensi tray} = 0,6 \quad (\text{Treyball, 1981})$$

Jumlah stage actual

$$N_a = \frac{N_T}{E_o}$$

$$N_a = \frac{5}{0,6}$$

$$= 8,33$$

Maka untuk jumlah stage actualnya adalah

$$= 9 \text{ stages}$$

11) Panjang Elipsoidal

$$h = \frac{1}{4} D$$

$$h = 1,0419 \text{ m}$$

12) Tinggi Tower

$$\text{Tray spacing} = Ct = 0,5 \text{ m} \quad (\text{coulson, p 557})$$

$$H_T = \frac{(Na-1)Ct + \frac{Na Ct}{10}}{0,9}$$

$$H_T = \frac{(9-1)0,5 + \frac{9 \times 0,5}{10}}{0,9}$$

$$= 4,9444 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Extractor-01
Kode alat	EX-01
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk memisahkan ekstrak dalam rafinat dengan menggunakan air
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Vane type</i>

Temperatur	30	C
Tekanan	5	atm
Hole Diameter	0,0060	m
Hole Pitch	0,0150	m
Jet Diameter	0,0040	m
Perforation Area	0,0156	m ²
Number of Perforation	553,0252	
Plate Area for Perforation	0,0077	m ²
Downspout Area	0,0017	m ²
Total Plate Area	13,6350	m ²
Tower Diameter	4,1677	m
Tray Spacing	0,5	m
Stage Efficiency	60	%
Jumlah Stage	9	
Tinggi Tower	4,9444	m
Tebal Tower	1,0419	m
Pressure Drop	230,0488	kg/m ³
Jenis Aliran	<i>Counter Current</i>	

$$\text{Tinggi Total Tower} = HT + (2 \times h)$$

$$\text{Tinggi Total Tower} = 4,9444 + (2 \times 1,0419)$$

$$= 7,0283 \text{ m}$$

13) Tebal kolom

dimana: $P = \text{tekanan desain} = 5 \text{ atm}$

$E = \text{joint efficiency} = 0,85$

$D = \text{Diamter Vessel} = 4,1677 \text{ m}$

$R = \text{Jari Jari Vessel} = 2,0838 \text{ m}$

$C = \text{tebal korosi} = 0,0004 \text{ m/th}$

$S = \text{working stress allowable} = 932,2265 \text{ atm}$

$$t = \frac{P.R}{S.E - 0,6.P} + C$$

$$t = 0,0136 \text{ m}$$

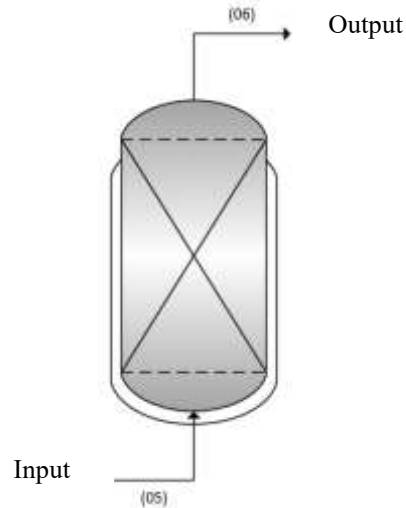
18. REAKTOR-01 (R-01)

Fungsi : Tempat reaksi dehidrogenasi etanol dengan bantuan katalis $CuO-ZnO-ZrO_2-Al_2O_3$ membentuk etil asetat

Tipe : *Tubular Fixed Bed Reactor*

Bahan : *Stainless Steel (SA-240)*

Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur = 230 °C = 505,15 K

Tekanan = 10 atm

Laju alir massa, M_{fr} = 15.924,2442 kg/jam

BM rata – rata, BM_{av} = 10,8905 kg/m³

Percepatan Gravitasi, g = 9,8 m/s² = 980 cm/s²

Data katalis:

Nama katalis : $CuO/ZnO/Al_2O_3$

Porositas, ϕ : 0,56

Diameter katalis : 1,99 Mm

Densitas katalis, ρ_k 3140 Kg/m³

Perhitungan Densitas Campuran

Menghitung densitas Gas

$$\rho = \frac{P \times BM}{ZRT}$$

Densitas Gas input

Senyawa	Fraksi	Z	R(m3.atm/K.mol)	Densitas (kg/m3)	Densitas Campuran
Etil Asetat	0	0,73	8,E-05	29,1974	0,0000
Etanol	0,91	0,72	8,E-05	15,4743	14,0907
Air	0,09	0,62	8,E-05	5.494,33	491,2461
Hidrogen	0	0,63	8,E-05	0,7689	0,0000
Butanol	0	0,92	8,E-05	19,4818	0,0000
Total	1,000				505,3368

Total densitas input, ρ_{in}

$$\rho = 505,3368 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Gas Output

Senyawa	Fraksi	Z	R(m3.atm/K.mol)	Densitas (kg/m3)	Densitas Campuran
Etil Asetat	0,176269	0,73	8,E-05	29,1974	5,1466
Etanol	0,375041	0,72	8,E-05	15,4743	5,80348
Air	0,084901	0,62	8,E-05	5.494,33	466,473
Hidrogen	0,352538	0,63	8,E-05	0,7689	0,27107
Butanol	0,011251	0,92	8,E-05	19,4818	0,21919
Total	1,000				477,9128

Total densitas output, ρ_{out}

$$\rho = 477,9128 \text{ kg/m}^3$$

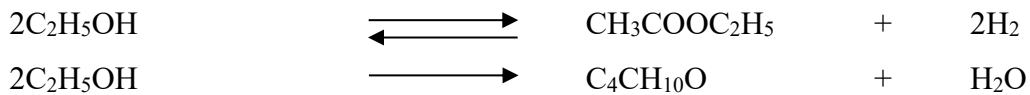
Maka, didapat Densitas Campuran desain :

$$\text{Densitas Campuran, } \rho = 505,3368 \text{ kg/m}^3$$

Kinetika Reaksi

Berdasarkan WO 173679 A2 (2024), reaksi nya adalah

Reaksi :



Perhitungan Speksifikasi reaktor didasarkan dari buku Fogler bab 14.

a. Perhitungan Kinetika Reaksi:

1) *Volumetric Flowrate* Umpan, Q_f

Laju alir, $M_{fr} = 15.924,2442 \text{ kg/jam}$

Densitas, $\rho = 10,8905 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{M_{fr}}{\rho_c} \\
 Q_f &= \frac{15.924,2442 \text{ kg/jam}}{10,8905 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1.462,2089 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

2) Konsentrasi mula – mula :

Reaksi 1

a) Konsentrasi umpan Etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) , C_{Ao}

$F_{Ao} =$ umpan masuk $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ pada reaksi
 $= 333,3710 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned}
 C_{Ao} &= F_{Ao1} / Q \\
 &= \frac{333,3710 \text{ kmol/jam}}{1.462,2089 \text{ m}^3/\text{jam}} \\
 &= 0,2280 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{Ao} &= \frac{M}{\rho} \\
 &= \frac{15.335,0472 \text{ kg/jam}}{14,0907 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1.088,3090 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2

a) Konsentrasi umpan Etanol (C_2H_5OH), C_{Ao}

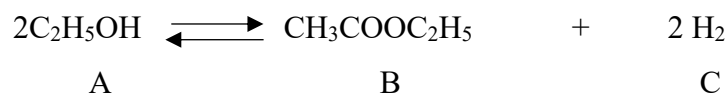
$$\begin{aligned} F_{Ao} &= \text{umpan masuk } C_2H_5OH \text{ pada reaksi} \\ &= 176,6860 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{Ao} &= F_{Ao} / Q \\ &= \frac{176,6860 \text{ kmol/jam}}{1.462,2089 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 0,1208 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{Ao} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{15.335,0472 \text{ kg/jam}}{7,7371 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1.982,0076 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2) Menghitung Laju reaksi ($-r_A$) :

Reaksi 1



$$\begin{array}{lll} \sigma_A & = & 13,39 \quad m \\ N \text{ (Bil. Avogadro)} & = & 6,002E+23 \quad \text{kmol}^{-1} \\ R & = & 8,314 \quad \text{kJ/kmol K} \\ T & = & 503,15 \quad K \\ BM_A & = & 46,0000 \quad \text{kg/kmol} \end{array}$$

Menentukan Energi Aktivasi

$$\begin{array}{lll} \Delta H_f \text{ etanol} & = & -442,9200 \text{ kJ/mol} \\ R.T & = & 4.100,049 \text{ kJ/kmol} \\ E & = & \Delta H_f - RT \\ E \text{ etanol} & = & -4.626,1091 \text{ kJ/mol} \\ (-E/RT) & = & 1,1059 \\ M_A & = & 2.176,618 \text{ kg/jam} \end{array}$$

Berdasarkan persamaan 2-39, buku Levenspiel (1990), maka

$$k_1 = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

Karena reaksi berupa reaksi orde pertama, maka

$$k_1 = (\sigma_A) \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \left(\frac{1}{M_A} \right)} e^{-E/RT}$$

$$\begin{aligned} k_1 &= 0,000029 \quad \text{cm}^3/\text{mol.s} \\ &= 0,0290 \quad \text{m}^3/\text{kmol.s} \end{aligned}$$

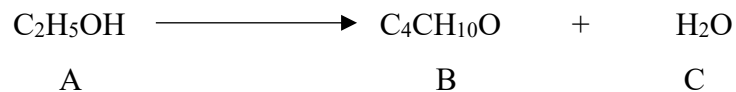
$$X = 0,47$$

$$C_{AO} = 0,2280 \quad \text{kmol/m}^3$$

$$C_A = C_{AO} \times (1 - X_A)$$

$$C_A = 0,1208 \quad \text{kmol/m}^3$$

Reaksi 2



$$\sigma_A = 13,39 \quad \text{m}$$

$$N \text{ (Bil. Avogadro)} = 6,002\text{E}+23 \quad \text{kmol}^{-1}$$

$$R = 8,314 \quad \text{kJ/kmol K}$$

$$T = 503,15 \quad \text{K}$$

$$\text{BM A} = 46,0000 \quad \text{kg/kmol}$$

Menentukan Energi Aktivasi

$$\Delta H_f \text{ etanol} = -443,9200 \quad \text{kJ/mol}$$

$$R \cdot T = 4.100,049 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$E = \Delta H_f - RT$$

$$E \text{ etanol} = -4.626,11 \quad \text{kJ/mol}$$

$$(-E/RT) = 1,11$$

$$M_A = 3964,02 \quad \text{kg/jam}$$

Berdasarkan persamaan 2-39, buku Levenspiel (1990), maka

$$k_2 = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

Karena reaksi berupa reaksi orde pertama, maka

$$k_2 = (\sigma_A) \frac{N}{10^3} \sqrt{8 \cdot \pi \cdot R \cdot T \left(\frac{1}{M_A} \right)} e^{-E/RT}$$

$$k_2 = 0,0000290 \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$= 0,03 \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

$$X = 0,03$$

$$C_{A0} = 0,1208 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = C_{A0} \times (1 - X_B)$$

$$C_A = 0,1172 \text{ kmol/m}^3$$

b. Perhitungan Volume Reaktor :

Menghitung residence time (τ) :

$$F_{A0} \frac{dX}{dW} = -r'_A$$

$$W = F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{-r'_A} \quad \text{dimana } -r'_A = -r_A / \rho_k$$

$$W = F_{A0} * \rho_k \int_0^{0,43} \frac{dX}{-r_A}$$

$$W = \frac{F_{A0} * \rho_k \int_0^{0,43} dX}{k_1 [C_{A0}(1-X_A)]^2 - \left(\frac{1}{2} * C_{A0} * X_A\right) * \frac{(2C_{A0} * X_A)^2}{K_c} + k_2 (C_{A0} (1-X_B))^2}$$

Dimana

$$K_c = (C_B * C_{H2}) / C_{A2}$$

$$K_c = 0,184$$

Penyelesaian integral menggunakan program numerik scilab

Nilai Integral Persamaan 1



```

1 // Program Scilab untuk Menentukan Waktu Reaktor
2 //
3 //
4 //
5 //
6 //
7 //
8 //
9 //
10 //
11 //
12 //
13 //
14 //
15 //
16 //
17 //
18 //
19 //
20 //
21 //
22 //
23 //
24 //
25 //
26 //
27 //
28 //
29 //
30 //
31 //
32 //
33 //
34 //
35 //
36 //
37 //
38 //
39 //
40 //
41 //
42 //
43 //
44 //
45 //
46 //
47 //
48 //
49 //
50 //
51 //
52 //
53 //
54 //
55 //
56 //
57 //
58 //
59 //
60 //
61 //
62 //
63 //
64 //
65 //
66 //
67 //
68 //
69 //
70 //
71 //
72 //
73 //
74 //
75 //
76 //
77 //
78 //
79 //
80 //
81 //
82 //
83 //
84 //
85 //
86 //
87 //
88 //
89 //
90 //
91 //
92 //
93 //
94 //
95 //
96 //
97 //
98 //
99 //
100 //
101 //
102 //
103 //
104 //
105 //
106 //
107 //
108 //
109 //
110 //
111 //
112 //
113 //
114 //
115 //
116 //
117 //
118 //
119 //
120 //
121 //
122 //
123 //
124 //
125 //
126 //
127 //
128 //
129 //
130 //
131 //
132 //
133 //
134 //
135 //
136 //
137 //
138 //
139 //
140 //
141 //
142 //
143 //
144 //
145 //
146 //
147 //
148 //
149 //
150 //
151 //
152 //
153 //
154 //
155 //
156 //
157 //
158 //
159 //
160 //
161 //
162 //
163 //
164 //
165 //
166 //
167 //
168 //
169 //
170 //
171 //
172 //
173 //
174 //
175 //
176 //
177 //
178 //
179 //
180 //
181 //
182 //
183 //
184 //
185 //
186 //
187 //
188 //
189 //
190 //
191 //
192 //
193 //
194 //
195 //
196 //
197 //
198 //
199 //
200 //
201 //
202 //
203 //
204 //
205 //
206 //
207 //
208 //
209 //
210 //
211 //
212 //
213 //
214 //
215 //
216 //
217 //
218 //
219 //
220 //
221 //
222 //
223 //
224 //
225 //
226 //
227 //
228 //
229 //
230 //
231 //
232 //
233 //
234 //
235 //
236 //
237 //
238 //
239 //
240 //
241 //
242 //
243 //
244 //
245 //
246 //
247 //
248 //
249 //
250 //
251 //
252 //
253 //
254 //
255 //
256 //
257 //
258 //
259 //
260 //
261 //
262 //
263 //
264 //
265 //
266 //
267 //
268 //
269 //
270 //
271 //
272 //
273 //
274 //
275 //
276 //
277 //
278 //
279 //
280 //
281 //
282 //
283 //
284 //
285 //
286 //
287 //
288 //
289 //
290 //
291 //
292 //
293 //
294 //
295 //
296 //
297 //
298 //
299 //
300 //
301 //
302 //
303 //
304 //
305 //
306 //
307 //
308 //
309 //
310 //
311 //
312 //
313 //
314 //
315 //
316 //
317 //
318 //
319 //
320 //
321 //
322 //
323 //
324 //
325 //
326 //
327 //
328 //
329 //
330 //
331 //
332 //
333 //
334 //
335 //
336 //
337 //
338 //
339 //
340 //
341 //
342 //
343 //
344 //
345 //
346 //
347 //
348 //
349 //
350 //
351 //
352 //
353 //
354 //
355 //
356 //
357 //
358 //
359 //
360 //
361 //
362 //
363 //
364 //
365 //
366 //
367 //
368 //
369 //
370 //
371 //
372 //
373 //
374 //
375 //
376 //
377 //
378 //
379 //
380 //
381 //
382 //
383 //
384 //
385 //
386 //
387 //
388 //
389 //
390 //
391 //
392 //
393 //
394 //
395 //
396 //
397 //
398 //
399 //
400 //
401 //
402 //
403 //
404 //
405 //
406 //
407 //
408 //
409 //
410 //
411 //
412 //
413 //
414 //
415 //
416 //
417 //
418 //
419 //
420 //
421 //
422 //
423 //
424 //
425 //
426 //
427 //
428 //
429 //
430 //
431 //
432 //
433 //
434 //
435 //
436 //
437 //
438 //
439 //
440 //
441 //
442 //
443 //
444 //
445 //
446 //
447 //
448 //
449 //
450 //
451 //
452 //
453 //
454 //
455 //
456 //
457 //
458 //
459 //
460 //
461 //
462 //
463 //
464 //
465 //
466 //
467 //
468 //
469 //
470 //
471 //
472 //
473 //
474 //
475 //
476 //
477 //
478 //
479 //
480 //
481 //
482 //
483 //
484 //
485 //
486 //
487 //
488 //
489 //
490 //
491 //
492 //
493 //
494 //
495 //
496 //
497 //
498 //
499 //
500 //
501 //
502 //
503 //
504 //
505 //
506 //
507 //
508 //
509 //
510 //
511 //
512 //
513 //
514 //
515 //
516 //
517 //
518 //
519 //
520 //
521 //
522 //
523 //
524 //
525 //
526 //
527 //
528 //
529 //
530 //
531 //
532 //
533 //
534 //
535 //
536 //
537 //
538 //
539 //
540 //
541 //
542 //
543 //
544 //
545 //
546 //
547 //
548 //
549 //
550 //
551 //
552 //
553 //
554 //
555 //
556 //
557 //
558 //
559 //
560 //
561 //
562 //
563 //
564 //
565 //
566 //
567 //
568 //
569 //
570 //
571 //
572 //
573 //
574 //
575 //
576 //
577 //
578 //
579 //
580 //
581 //
582 //
583 //
584 //
585 //
586 //
587 //
588 //
589 //
590 //
591 //
592 //
593 //
594 //
595 //
596 //
597 //
598 //
599 //
600 //
601 //
602 //
603 //
604 //
605 //
606 //
607 //
608 //
609 //
610 //
611 //
612 //
613 //
614 //
615 //
616 //
617 //
618 //
619 //
620 //
621 //
622 //
623 //
624 //
625 //
626 //
627 //
628 //
629 //
630 //
631 //
632 //
633 //
634 //
635 //
636 //
637 //
638 //
639 //
640 //
641 //
642 //
643 //
644 //
645 //
646 //
647 //
648 //
649 //
650 //
651 //
652 //
653 //
654 //
655 //
656 //
657 //
658 //
659 //
660 //
661 //
662 //
663 //
664 //
665 //
666 //
667 //
668 //
669 //
670 //
671 //
672 //
673 //
674 //
675 //
676 //
677 //
678 //
679 //
680 //
681 //
682 //
683 //
684 //
685 //
686 //
687 //
688 //
689 //
690 //
691 //
692 //
693 //
694 //
695 //
696 //
697 //
698 //
699 //
700 //
701 //
702 //
703 //
704 //
705 //
706 //
707 //
708 //
709 //
710 //
711 //
712 //
713 //
714 //
715 //
716 //
717 //
718 //
719 //
720 //
721 //
722 //
723 //
724 //
725 //
726 //
727 //
728 //
729 //
730 //
731 //
732 //
733 //
734 //
735 //
736 //
737 //
738 //
739 //
740 //
741 //
742 //
743 //
744 //
745 //
746 //
747 //
748 //
749 //
750 //
751 //
752 //
753 //
754 //
755 //
756 //
757 //
758 //
759 //
760 //
761 //
762 //
763 //
764 //
765 //
766 //
767 //
768 //
769 //
770 //
771 //
772 //
773 //
774 //
775 //
776 //
777 //
778 //
779 //
780 //
781 //
782 //
783 //
784 //
785 //
786 //
787 //
788 //
789 //
790 //
791 //
792 //
793 //
794 //
795 //
796 //
797 //
798 //
799 //
800 //
801 //
802 //
803 //
804 //
805 //
806 //
807 //
808 //
809 //
810 //
811 //
812 //
813 //
814 //
815 //
816 //
817 //
818 //
819 //
820 //
821 //
822 //
823 //
824 //
825 //
826 //
827 //
828 //
829 //
830 //
831 //
832 //
833 //
834 //
835 //
836 //
837 //
838 //
839 //
840 //
841 //
842 //
843 //
844 //
845 //
846 //
847 //
848 //
849 //
850 //
851 //
852 //
853 //
854 //
855 //
856 //
857 //
858 //
859 //
860 //
861 //
862 //
863 //
864 //
865 //
866 //
867 //
868 //
869 //
870 //
871 //
872 //
873 //
874 //
875 //
876 //
877 //
878 //
879 //
880 //
881 //
882 //
883 //
884 //
885 //
886 //
887 //
888 //
889 //
890 //
891 //
892 //
893 //
894 //
895 //
896 //
897 //
898 //
899 //
900 //
901 //
902 //
903 //
904 //
905 //
906 //
907 //
908 //
909 //
910 //
911 //
912 //
913 //
914 //
915 //
916 //
917 //
918 //
919 //
920 //
921 //
922 //
923 //
924 //
925 //
926 //
927 //
928 //
929 //
930 //
931 //
932 //
933 //
934 //
935 //
936 //
937 //
938 //
939 //
940 //
941 //
942 //
943 //
944 //
945 //
946 //
947 //
948 //
949 //
950 //
951 //
952 //
953 //
954 //
955 //
956 //
957 //
958 //
959 //
960 //
961 //
962 //
963 //
964 //
965 //
966 //
967 //
968 //
969 //
970 //
971 //
972 //
973 //
974 //
975 //
976 //
977 //
978 //
979 //
980 //
981 //
982 //
983 //
984 //
985 //
986 //
987 //
988 //
989 //
990 //
991 //
992 //
993 //
994 //
995 //
996 //
997 //
998 //
999 //
1000 //

```

```

Solapa 2025 1.0 Console
"Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis Reaksi Dehidrogenasi Etanol"
"Nilai integral persamaan 1 = 120.95532"
-->

```

Nilai Integral Persamaan 2

```

Metode Bisection, Salihah Masri (C:\Users\user\Downloads\Metode Bisection, Salihah Masri - 50Notes)
File Edit Format Options Windows Execute ?
Metode Bisection_Katalis.sln 25
Metode Bisection_Katalis.sln 25

1 // Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis
2 #include <iostream>
3 using namespace std;
4
5 // Fungsi untuk menghitung integral
6 double f(double x) {
7     return 1 / (1 + x * x);
8 }
9
10 // Fungsi untuk menghitung integral menggunakan metode bisection
11 double integral_bisection(double a, double b, double epsilon) {
12     double c = (a + b) / 2;
13     while (f(c) > epsilon) {
14         if (f(a) < f(c))
15             b = c;
16         else
17             a = c;
18         c = (a + b) / 2;
19     }
20     return f(c);
21 }
22
23 // Menghitung nilai integral menggunakan metode bisection
24 int main() {
25     double a = 0, b = 1, epsilon = 0.000001;
26     double integral = integral_bisection(a, b, epsilon);
27     cout << "Nilai integral persamaan 1 = " << integral << endl;
28     return 0;
29 }

```

Didapatkan nilai hasil integral= 120,95532 kg.s /kmol

F_{AO} Reaksi 1 = 333,3710 kmol/jam

$$W_1 = 333,370 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 120.9553$$

$$W_1 = 40.324,5562 \text{ kg}$$

F_{AO} Reaksi 2 = 176,6860 kmol/jam

$$W_2 = 176,6860 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8,4049$$

$$W_2 = 1.485,03 \text{ kg}$$

Maka

$$W_{\text{total}} = 41.809,5843 \text{ kg}$$

Volumetric reaktor reaksi 1

$$V_k = W / \rho$$

$$V_k = 42,1612 \text{ m}^3$$

Sehingga *Residence time* nya adalah

$$t = V_k / Q$$

$$t = 42,1612 \text{ m}^3 / (1.462,2089 \text{ m}^3/\text{jam})$$

$$t = 0,004 \text{ jam} = 15,194 \text{ detik}$$

c. Perhitungan Desain Volume Reaktor :

1) Volume Reaktor (V_r)

$$V_r = V_k / (1 - \Phi)$$

$$V_r = 95,8222 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$V_{Tr} = (100\% + FK) \times V_r$$

$$= 114,98 \text{ m}^3$$

2) Menentukan Ukuran Kolom Reaktor

Berdasarkan Persamaan Petter (1991)

- Diameter Reaktor, D_R

Volume Silinder, V_s

$$\begin{aligned} V_s &= (\pi/4) D^2 H_s \\ &= 5/8 (\pi D^3) \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } H_s = 5/2 D$$

Volume Ellipsoidal, V_e

$$\begin{aligned} V_e &= (\pi/6) D^2 H_e \\ V_e &= (1/24) \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } H_e = 1/4 D$$

Volume Total, V_R

$$\begin{aligned} V_R &= V_s + 2V_e \\ V_R &= 5/8 \cdot \pi D^3 + 2 (1/24) \pi \cdot D^3 \\ V_R &= 5/8 \cdot \pi D^3 + 2/24 \cdot \pi D^3 \\ V_R &= 2,2242 D^3 \end{aligned}$$

Maka dapat dicari,

Diameter Reaktor, D_R

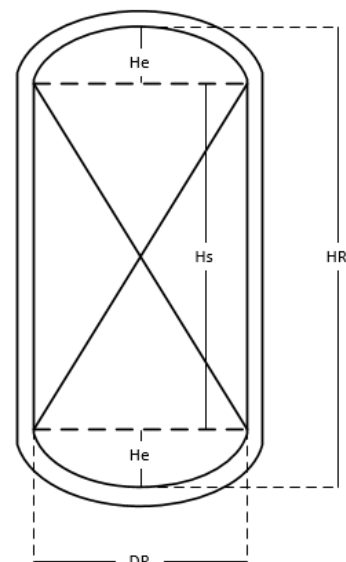
$$\begin{aligned} D_R &= \left(\frac{V_R}{2,2242} \right)^{1/3} \\ D_R &= 3,505 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Silinder, H_s

$$H_s = 5/2 D_R = 13,052 \text{ m}$$

Tinggi Ellipsoidal, H_e

$$H_e = 1/4 D_R = 0,816 \text{ m}$$



Tinggi Reaktor, H_R

$$\begin{aligned} H_R &= H_s + 2H_e \\ &= 14,684 \text{ m} \end{aligned}$$

2) Menentukan Tebal Dinding Reaktor, t

- Tebal dinding ellipsoidal head

$$t = \frac{P \cdot Da}{2SE - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Peters, 1991})$$

di mana :

Tekanan *design*, P = 10 atm

Diameter reaktor, r_i = 3,263 m

Working stress allowable, S = 1.272,460 atm (Peters, 1991)

Welding joint efficiency, E = 0,85 (Peters, 1991)

Tebal korosi yang diizinkan, C = 0,003 m

Maka : $t = \frac{P \cdot Da}{2SE - 0,2 \cdot P} + C$

$$t = 0,018 \text{ m}$$

- Tebal dinding silinder

$$t = \frac{Pr_j}{2SE - 0,6P} + C$$

di mana :

Tekanan *design*, P = 10 atm

Jari-jari reaktor, r_i = 1,632 m

Working stress allowable, S = 1.272,460 atm (Peters, 1991)

Welding joint efficiency, E = 0,85 (Peters, 1991)

Tebal korosi yang diizinkan, C = 0,003 m

Maka :

$$t_s = \frac{Pr_j}{2SE - 0,6P} + C$$

$$t_s = 0,011 \text{ m}$$

3) *Outside Diameter Reaktor*, OD

$$ID = 3,505 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2.t$$

$$3,505 \text{ m} + 2 \times (0,011 \text{ m})$$

$$\text{OD} = 3,527 \text{ m}$$

4) Menentukan Desain Coil

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Gambar :



d. Data Kondisi Operasi :

Fluida Panas : Steam

$$W = 2.203,412 \text{ kg/jam} = 4.857,692 \text{ lb/jam}$$

$$T_1 = 280^\circ\text{C} = 593^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 270^\circ\text{C} = 575^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : Feed

$$W = 15.924,2442 \text{ kg/jam} = 35.097,67 \text{ lb/jam}$$

$$t_1 = 230^\circ\text{C} = 503,15^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 230^\circ\text{C} = 503,15^\circ\text{F}$$

e. Perhitungan Desain

a. Beban Panas H-01 A

$$Q = 4.136.651,5402 \text{ kJ/jam} = 3.921,816 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
593	Suhu Tinggi	503	90
575	Suhu Rendah	503	72

$$\text{LTMD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

c. TC dan tc

$$T_c = T_{\text{avg}} = 653^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Asumsi $UD = 193 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{oF}$
100-200 (Tabel 8. Kern) *Light Organics*
Steam, $A = 624,1918 \text{ ft}^2$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *Shell and Tube Heat Exchanger*.

C. Rencana Desain:

- Tube side: steam

Panjang tube (L)	= 12 Ft
Outside Diameter (OD)	= 1 in
BWG	= 18
Pass	= 1
Tube Pitch	= 1,25 -in, <i>triangular pitch</i>
a''	= 0,2618 ft ² /ft (Tabel 10 Kern.,1965)
Jumlah Tube (Nt)	= $A / (L \times a'')$ = 198,6860 Tube

Koreksi UD

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 625,1784 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q / (A \times \Delta T)$$

$$= 203,3045 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{o}$$

- *Shell Side: feed*

ID Shell	= 21,25 in
Pass (n)	= 1
Baffle space	= ID shell/1
	= 21,25 in

Perhitungan Fluida

1) Tube side: steam

- Flow area dalam tube (a_t) = $0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10 Kern., 1965)
- Total flow area (a_t) = $\frac{N_t \times a_t}{144 \times n}$
= $0,8831 \text{ ft}^2$
- Laju alir massa (G_t) = $\frac{W}{a_t}$
= $140.631,1166 \text{ lb/jam.ft}^2$

- **Bilangan Reynold (N_{Re})**

$$D = 0,9020 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,0845 \text{ cP} = 0,2046 \text{ lb/ft.jam}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e \times G_t}{\mu}$$

$$= 51.669,5101$$

- **Koefisien Perpindahan Panas Tube (j_H)**

$$L/D = 159,6452$$

$$j_H = 160 \quad (\text{Gambar 24 Kern., 1965})$$

- **Menghitung Prandtl Number (Pr)**

$$C_p = 8,1973 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$K = 2,0393 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 0,6978$$

- **Film Coefficient of Fluid (h_i)**

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_i = j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 5.36. Kern., 1965})$$

$$h_i = 2732,2682 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2732,40105 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

2) Shell side (Feed)

- **Flow area dalam Shell (a_s)**

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Tube Pitch} - \text{OD, Tube}$$

$$= 0,2500 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

$$= 0,6272 \text{ ft}^2$$

- Laju alir massa (G_s) $= \frac{W}{a_s}$

$$= 40.342,3779 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- **Bilangan Reynold (N_{Re})**

$$D_e = 0,7200 \text{ in} = 0,0600 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,0222 \text{ cP} = 0,0538 \text{ lb/ jam.ft}$$

$$N_{Re} = \frac{D_e G_t}{\mu}$$

$$= 45.033,0696$$

- Koefisien Perpindahan Panas *Shell*

$$j_H = 140 \quad (\text{Gambar 28 Kern., 1965})$$

- Menghitung Prandtl Number (Pr)

$$C_p = 0,4836 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0282 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$= 0,7252$$

- *Film Coefficient of Fluid* (h_o)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka $\frac{\mu}{\mu_w} = 0$

$$h_o = j_H \frac{k}{D} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 5.36 Kern., 1965})$$

$$h_o = 4,0195 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

3) *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7. Kern., 1965})$$

$$= 4,0136 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4) *Dirt Factor* (R_d)

$$R_d = 0,0026$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_{d \text{ act}} = 0,2442 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

5) *Pressure drop*

- *Tube Side (Steam)*

$$N_{Re} = 51669,51$$

$$f = 0,00017 \quad (\text{Gambar 26 Kern., 1965})$$

$$s = 0,3844$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_t} \quad (\text{Pers. 7.44. Kern., 1965})$$

$$= 0,0011 \text{ psi}$$

$$v^2/2g = 0,0028 \quad (\text{Gambar 27. Kern., 1965})$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Pers. 7.46. Kern., 1965})$$

$$= 0,0291 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (\text{Pers. 7.47. Kern., 1965})$$

$$= 0,0303 \text{ psi}$$

- ***Shell Side (Feed)***

$$N_{Re} = 45033,07$$

$$f = 0,0016 \quad (\text{Gambar 26 Kern., 1965})$$

$$(N+1) = \text{Number of Cross} = \frac{12 \times L}{B} \quad (\text{Pers. 7. 43 Kern., 1965})$$

$$= 81,3176 \text{ crosses}$$

$$D_s = 0,1476 \text{ ft}$$

$$s = 0,4123$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_t} \quad (\text{Pers. 7.44 Kern., 1965})$$

$$= 0,0239 \text{ psi}$$

Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *Tube side* dan *Shell side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan ($< 10 \text{ psi}$) (Kern, 1965).

Rangkuman

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Jenis	<i>Tubular Fixed Bed Reactor</i>
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat Terjadinya Reaksi Dehidrogenasi Etanol dengan Bantuan Katalis $\text{CuO-ZnO-ZrO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$
Kondisi Operasi	
Temperatur	230 C
Tekanan	10 atm
Data Desain	
Tipe	<i>Fixed Bed Reactor</i>
Temperatur	230 C
Tekanan	10 Atm
Katalis	$\text{CuO-ZnO-ZrO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$
Tinggi Reaktor	14,684 M
ID	3,505 M
OD	3,527 M
Volume Reaktor	114,98 m ³
Volume Bed Katalis	42,1612 m ³
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (SA-316)</i>

LAMPIRAN IV

PERHITUNGAN EKONOMI

4.1 Menentukan Indeks Harga

Indeks harga merupakan pedoman nilai standar untuk menentukan perbandingan harga dari waktu ke waktu. Perubahan tersebut terjadi akibat adanya ketidakseimbangan fluktuasi harga barang dan perubahan kondisi ekonomi. Perhitungan indeks harga Pra-Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Asetat pada tahun 2030 menggunakan referensi data *Annual Plant Cost Index* dari *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) dari William M. Vatauvuk. Penentuan biaya alat pada tahun 2030, digunakan referensi berupa indeks harga tahun 2000-2023 yang ditunjukkan pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1. Indeks Harga Tahun 2000-2023

X (Tahun)	Y (CE Indeks)
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,60
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	576,10
2012	585,70
2013	584,60
2014	567,50
2015	567,30
2016	576,10

2017	556,80
2018	541,70
2019	567,50
2020	603,10
2021	708,00
2022	816,00
2023	797,90

$$\text{Slope} = \frac{n \cdot \Sigma xy - (\Sigma x \cdot \Sigma y)}{n \cdot \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2} = 14,8316$$

$$\text{Intercept} = \frac{\Sigma y \cdot \Sigma x^2 - \Sigma xy \cdot \Sigma x}{n \cdot \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2} = -29.278,0542$$

Digunakan metode regresi linear, sehingga didapatkan persamaan indeks harga, yaitu $Y = 14,8316X - 29.278,0542$ sehingga data indeks harga pada tahun selanjutnya ditunjukkan pada **Tabel 4.2.** berdasarkan pada data tersebut, diperoleh indeks harga untuk tahun 2028 yaitu sebesar 762,0

Tabel 4.2. Indeks Harga Tahun 2024-2031

Tahun	Indeks Harga
2024	741,14
2024	755,97
2026	770,80
2027	749,20
2028	785,63
2029	815,29
2030	830,13
2031	844,96

4.1.1. Menentukan Harga Kurs (IDR-US\$)

Tabel 4.3. Harga Kurs Rupiah Tahun 2011-2024 (IDR-US\$)

Tahun (X)	Kurs Jual (Y)
2011	8.823,43
2012	9.427,22
2013	10.503,67

2014	11.937,73
2015	13.458,93
2016	13.373,89
2017	13.451,22
2018	14.317,69
2019	14.217,06
2020	14.645,12
2021	14.340,00
2022	14.873,00
2023	15.493,080
2024	16.465,920

Digunakan metode regresi linear, didapatkan persamaan harga kurs rupiah, yaitu $Y = 329,4498X - 650.910,73$. Berdasarkan persamaan ini, diperoleh indeks harga untuk tahun 2030 yaitu sebesar 17.872,4594

4.2 Perhitungan Harga Peralatan

Pabrik etil asetat direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2030. Pengadaan peralatan pabrik telah dilakukan 2 tahun sebelum dimulainya operasional pabrik, yaitu pada tahun 2028. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan indeks harga dan mengacu pada persamaan yang tercantum dalam buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* oleh Peters, halaman 164, untuk material baja karbon.

$$Present\ Cost = Original\ Cost \times \frac{Indeks\ Cost\ at\ Present\ Price}{Index\ Cost\ at\ Original\ Price}$$

$$Biaya\ tahun\ 2028 = Biaya\ tahun\ 2014 \times \frac{2024}{576,10}$$

Daftar harga peralatan diperoleh dari situs www.matche.com. Daftar harga peralatan yang tersedia pada situs tersebut merupakan daftar harga pada tahun 2014. Dengan menggunakan persamaan di atas, maka masing-masing harga peralatan pada tahun 2028 dapat dihitung, dengan hasil sebagai berikut.

Tabel 4.4. Daftar Harga Peralatan Tahun 2028

Nama Alat	Tipe Alat	Material	Harga Satuan	Jumlah	Total Harga USD (US \$)
Pompa-01	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	9.579,29	2	19.158,57
Pompa-02	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	10.263,52	2	20.527,04
Pompa-03	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	9.716,13	2	19.432,27
Pompa-04	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	12.589,92	2	25.179,84
Pompa-05	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	6.021,27	2	12.042,53
Pompa-06	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	12.589,92	2	25.179,84
Pompa-07	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Cast Iron & API- 610	11.084,60	2	22.169,21
Cooler-01A	Shell n tube / Small	Carbon Steel	42.559,40	1	42.559,40
Cooler-01B	Shell n tube / Large	Carbon Steel	92.098,00	1	92.098,00
Cooler-02A	Shell n tube / Medium	Carbon Steel	26.958,85	1	26.958,85
Cooler-03A	Double Pipe / Large	Carbon Steel	25.316,69	1	25.316,69
Cooler-03B	Shell n tube / Small	Carbon Steel	43.654,18	1	43.654,18
Cooler-04A	Shell n tube / Large	Carbon Steel	87.034,66	1	87.034,66
Cooler-05A	Shell n tube / Large	Carbon Steel	107.972,25	1	107.972,25

Heater-01A	Double Pipe / Small Shell n tube	Stainless steel 316	9.168,75	1	9.168,75
Heater-02A	/Medium Shell n Tube,	Carbon Steel	33.801,20	1	33.801,20
Heater-03A	Large	Carbon Steel	77.181,68	1	77.181,68
Heater-04A	Double Pipe / Large	Stainless steel 316	25.590,38	1	25.590,38
Reaktor-01	Jacket/Coil & non Agitated	Stainless steel 316	102.635,22	1	102.635,22
Kolom Distilasi-01	Vessel / Column / Large	Carbon Steel	1.054.268,95	1	1.054.268,95
Kolom Distilasi-02	Vessel / Column / Large	Carbon Steel	1.010.341,08	1	1.010.341,08
Kolom Distilasi-03	Vessel / Column / Large	Carbon Steel	591.042,00	1	591.042,00
Knock Out Drum-01	Silinder Vertikal / Elipsoidal Head	Stainless steel 316	44.064,72	1	44.064,72
Accumulator-01	Vessel, horizontal, Medium	Carbon Steel	40.096,16	1	40.096,16
Accumulator-02	Vessel, horizontal, Medium	Carbon Steel	44.064,72	1	44.064,72
Accumulator-03	Vessel, horizontal, Medium	Carbon Steel	40.233,01	1	40.233,01
Condensor-01	Shell n tube / Medium	Carbon Steel	76.771,14	1	76.771,14
Condensor-02	Double Pipe / Small	Carbon Steel	42.559,40	1	42.559,40

Condensor-03	Shell n tube / Large	Carbon Steel	172.427,16	1	172.427,16
	Shell n tube /				227.165,95
Reboiler-01	Large	Carbon Steel	227.165,95	1	
Reboiler-02	Shell n tube / Large	Carbon Steel	99.077,20	1	99.077,20
	Shell n tube /				130.278,30
Reboiler-03	Large	Carbon Steel	130.278,30	1	
	Shell n tube /				21.758,67
Partial Condensor-01	Small	Carbon Steel	21.758,67	1	
Pressure Reduce					
Valve-01	Pilot-Operated	Carbon Steel	50.770,22	3	152.310,66
Vaporizer-01	Shell n tube / Large	Carbon Steel	132.741,55	1	132.741,55
	Gas-Liquid / Vane	Stainless steel			
Extractor-01	Type	316	407.393,39	1	407.393,39
	Vert / Cone Roof /	Stainless steel			
Tangki-01	Flat Bot / Field Fab	316	798.638,84	4	3.194.555,35
	Vert / Cone Roof /				
Tangki-02	Flat Bot / Field Fab	Carbon Steel	605.958,32	6	3.635.749,94
	Vert / Cone Roof /	Stainless steel			
Tangki-03	Flat Bot / Field Fab	316	690.529,74	2	1.381.059,48
Generator	Generator	Carbon steel	54.600,57	2	109.201,1342
Total			7.080.597,00	59	13.424.820,53

(Sumber : www.matche.com)

Maka, Total Purchased Equipments = US\$ 12.487.273,74

4.3. Perhitungan Biaya**4.3.1. Biaya Bahan Baku dan Katalis dan Bahan Pendukung**

1) Etanol ($C_3H_6O_6$)

Harga (2024)	= 1,2000 US\$/kg	(made in china.com)
Kebutuhan	= 121.453.573,6846 kg/tahun	
Biaya (2024)	= 145.744.288,4215 US\$/tahun	
Rasio IH (2028/2024)	= 1,0981	
Biaya (2030)	= 160.041.362,4365 US\$/tahun	

2) Katalis $CuO-ZnO-ZrO_2-Al_2O_3$

Harga (2024)	= 1,3000 US\$/kg	(made in china.com)
Kebutuhan	= 20.803.200 kg/tahun	
Biaya (2024)	= 27.044.160,000 US\$/tahun	
Rasio IH (2030/2025)	= 1,0981	
Biaya (2028)	= 29.697.110,3240 US\$/tahun	
Total Biaya Bahan Baku	= US\$.189.738.472,7605	

4.3.2. Biaya Bahan Bakar

Harga (2025)	= 16,77 US\$/mmBTU	(https://esdm.go.id)
Nilai Kalor LNG	= 20.908,00 BTU/lb	
Kebutuhan LNG	= 356.896.864.517,47 BTU/tahun	
Biaya LNG 2025	= 5.985.160,42 US\$/tahun	
Rasio Indeks Harga	= 1,0981	
Biaya LNG 2030	= 6.572.286,56 US\$/tahun	

4.3.3. Biaya Listrik

1. *Supply* PLN

Harga Listrik (2025)	= 1.114,74 IDR/kW	
Kebutuhan (Penerangan dan Peralatan Pabrik)	= 2.410.798,93 kW/tahun	
Biaya/tahun (2025)	= Rp 2.687.414.001,81/tahun	
Rasio IH 2030/2025	= 1,0981	
Biaya (2030)	= Rp 2.951.041.189,60/tahun	
Kurs beli 2030	= Rp 17.694,6158/ US\$	
Biaya/tahun (2030)	= Rp. 2.951.041.189,60 : Rp. 17.694,6158 /US\$	

= US\$.173.160,18

2. Generator

Harga LNG (2025)	= 16,77 US\$/mmBTU
Daya Listrik Generator	= 119,31 kW
Efesiensi Generator (<i>turbine</i>)	= Rp 0,32%
Kebutuhan Energi	= 429.523,13 kJ/Jam
Kebutuhan Energi Input ke Generator (Q input)	= 1.342.259,77 kJ/Jam
Nilai Kalor LNG	= 20.908,00 BTU/lb
Kebutuhan LNG	= 0,06 kg/Jam
Biaya LNG 2025	= 1,02 US\$/Jam
Rasio IH 2030/2025	= 1,0981
Biaya LNG 2030	= 1,12 US\$/tahun
Total Biaya Listrik (2030)	= 173.161,30 US\$/tahun

4.3.4. Biaya Air

Harga (2025)	= Rp. 9.500,00/m ³	(https://pamjaya.co.id)
Kebutuhan	= 5.089,382,6544 m ³ /tahun	
Biaya/tahun (2025)	= Rp 48.349.135.216,80/tahun	
Rasio IH 2030/2025	= 1,0981	
Biaya (2030)	= Rp 54.296.952.783,75/tahun	
Kurs beli 2030	= Rp. 17.694,6158/ US\$	
Biaya/tahun (2030)	= Rp. 54.296.952.783,75 : 17.694,6158/US\$	
	= US\$ 3.115.316,38	

3. Biaya Amonia Pendingin

Harga (2025)	= Rp. 22.842,00 IDR/m ³
Kebutuhan	= 498.548,6992 m ³ /tahun

Biaya/tahun (2025)	= Rp 11.387.849.387,21/tahun
Rasio IH 2030/2025	= 1,0981
Biaya (2030)	= Rp 12.504.962.979,26/tahun
Kurs beli 2030	= Rp. 17.694,6158/ US\$
Biaya/tahun (2030)	= Rp. 12.504.962.979,26 : 17.694,6158/US\$
	= US\$ 733.761,91

4. Biaya Air Kebutuhan Hydrant

Harga (2025)	= Rp. 9.500,00/m ³	(https://pamjaya.co.id)
Kebutuhan	= 1.368.000,0000 m ³ /tahun	
Biaya/tahun (2025)	= Rp 12.996.000.000,00/tahun	
Rasio IH 2030/2024	= 1,0981	
Biaya (2030)	= Rp 14.270.868.304,69/tahun	
Kurs beli 2030	= Rp. 17.694,6158/ US\$	
Biaya/tahun (2030)	= Rp. 14.270.868.304,69 : 17.694,6158/US\$	
	= US\$ 837.381,09	

Total Biaya Utilitas = US\$ 11.431.907,24

5. Perhitungan Harga Tanah

Luas Tanah	= 56.000,00 m ²	
Harga Tanah/m ²	= Rp 3.500.000/m ²	(https://bhumi.atrbpn)
Biaya Penyediaan Tanah	= Rp. 220.111.542.800,00	
Kurs beli 2028	= Rp 17.042,2624/ US\$	
Biaya/tahun (2030)	= Rp. 220.111.542.800,00 : 17.042,262/ US\$	
	= US\$ 12.915.629,26	

6. Perhitungan Harga Bangunan

Luas Bangunan	= 36.250,16 m ²	
Harga Bangunan/m ²	= Rp3.000.000,00 /m ²	
Biaya Penyediaan Bangunan	= Rp. 108.750.482.751,29	
Kurs beli 2028	= Rp 17.042,2624/ US\$	
Biaya/tahun (2028)	= Rp. 108.750.482.751,29 : Rp 17.042,2624	
	= US\$. 6.381.223,36	

Total Biaya Tanah dan Bangunan= US\$.19.296.852,62

4.4. Perhitungan Operating Labour

Daftar gaji karyawan per bulan ditunjukkan pada tabel 4.5. berikut:

Tabel 4.5. Daftar Gaji Karyawan per Bulan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Biaya/Bulan (Rp)
Direktur	1	60.000.000,00	60.000.000,00
Sekretaris Perusahaan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
A. Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Sekretaris Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
1. Kepala Bagian Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
a. Kepala Process Engineer Unit Proses	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Supervisor	4	10.000.000,00	40.000.000,00
Foreman	8	8.000.000,00	64.000.000,00
Operator Kontrol	8	6.500.000,00	52.000.000,00
Operator Lapangan	12	6.000.000,00	72.000.000,00
b. Kepala Process Engineer Unit Utilitas	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Supervisor	4	10.000.000,00	40.000.000,00
Foreman	8	8.000.000,00	64.000.000,00
Operator Kontrol	8	6.500.000,00	52.000.000,00
Operator Lapangan	8	6.000.000,00	48.000.000,00
2. Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff pemeliharaan	4	6.500.000,00	26.000.000,00
Staf Perbengkelan	4	6.500.000,00	26.000.000,00
b. Kepala Seksi Instrumentasi	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff instrumentasi	4	6.500.000,00	26.000.000,00
3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Staf Penelitian dan Pengembangan	1	6.500.000,00	6.500.000,00
Analisis	2	6.500.000,00	13.000.000,00
Staf Quality Control	2	6.500.000,00	13.000.000,00
B. Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Sekretaris Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	20.000.000,00	20.000.000,00

1. Kepala Bagian Keuangan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Seksi Keuangan	3	6.500.000,00	19.500.000,00
Staff Seksi Penjualan	3	6.500.000,00	19.500.000,00
2. Kepala Bagian Pemasaran	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Seksi Promosi	2	6.500.000,00	13.000.000,00
Staff Seksi Penjualan	2	6.500.000,00	13.000.000,00
3. Kepala Seksi Pergudangan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Seksi Pergudangan	3	6.500.000,00	19.500.000,00
C. Direktur Kepegawaian dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Sekretaris Direktur dan Kepegawaian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
1. Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000,00	15.000.000,00
a. Kepala Seksi Humas & Kepegawaian	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Seksi Humas dan Kepegawaian	2	6.500.000,00	13.000.000,00
b. Kepala Seksi Diklat	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Seksi Diklat	2	6.500.000,00	13.000.000,00
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
a. Kepala Seksi Kesehatan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Dokter	1	7.500.000,00	7.500.000,00
Perawat	4	5.500.000,00	22.000.000,00
b. Kepala Seksi Administrasi Umum	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Staff Administrasi	2	6.500.000,00	13.000.000,00
Pengemudi	2	5.000.000,00	10.000.000,00
3. Kepala Seksi Keamanan dan Keselamatan Kerja	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Pemadam Kebakaran	8	5.000.000,00	40.000.000,00
Petugas Keamanan	4	5.000.000,00	80.000.000,00
Petugas Kebersihan	4	5.000.000,00	20.000.000,00
Petugas K3	4	6.500.000,00	6.500.000,00
Operator Pengolahan Limbah	4	6.500.000,00	26.000.000,00
Total	152		Rp1.286.500.000,00

Jumlah Gaji Karyawan/Bulan

= Rp 1.286.500.000,00

Jumlah Gaji Karyawan/Tahun + THR = Rp 16.724.500.000,00
 = US\$.935.769,37

4.5. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

4.5.1. *Total Direct Cost* (DC) 83,33%

- 1) *Equipment, Installation, and Invesment* = US\$. 36.213.093,86
Purchased Equipment Delivered (PEC) = US\$. 12.487.273,74
Installation, Insulation, and Painting (50% PEC) = US\$ 6.243.636,87

Instrumentation and Control (20% PEC) = US\$ 2.497.454,75

Piping and Installed (80% PEC) = US\$ 9.989.819,00

Electrical and Installed (40% PEC) = US\$ 4.994.909,50
- 2) *Land* = US\$ 12.915.629,26
- 3) *Building* = US\$ 6.381.223,36
- 4) *Service Facilities and Yard Improvement* = US\$ 5.619.273,18
- Total Direct Cost (DC)* = US\$ 61.129.219,66**

4.5.2. *Total Indirect Cost* (IDC)

- 1) *Engineering and Supervision* = US\$ 3.056.460,98
- 2) *Construction Expense* = US\$ 6.112.921,97
- 3) *Contingency* = US\$ 3.056.460,98
- 4) ***Total Indirect Cost (IDC)* = US\$ 12.225.843,93**

4.5.3. *Fixed Capital Invesment* (FCI)

FCI = DC + IDC

FCI = US\$ 61.129.219,66 + US\$ 12.225.843,93
 = US\$.73.355.063,60

4.5.4. *Working Capital* (WC)

WC = 20% x TCI

WC = US\$ 8.150.562,62

Sehingga,

Total Capital Investment (TCI) = FCI + WC
 = US\$ 73.355.063,60 + US\$ 8.150.562,62

= US\$ 81.505.626,22

4.6. Perhitungan Total *Production Cost* (TPC)

4.6.1. *Manufacturing Cost* (MC)

1) *Direct Production Cost* (DPC)

Raw Material = US\$.189.738.472,76

Operating Labor (OL) = US\$ 935.769,37

Direct Supervisory & Clerical Labor = 10% × OL

= US\$ 93.576,94

Utilities = US\$ 11.431.907,24

Maintenance and Repairs = 2% × FCI

= US\$ 73.355.063,60

Operating Supplies = 10% × MR

= US\$ 146.710,13

Laboratory Charges = 10% × OL

= US\$ 93.576,94

Patents and Royalties = 0,1% × TPC

= US\$ 257.549,78

Sehingga, *Total Direct Production Cost* = US\$ 204.164.664,42

2) *Fixed Charge* (FC)

Depreciation = (10% FCI) + (2% Building)

= US\$ 7.463.130,83

Local Taxes = 4% × FCI

= US\$ 2.934.202,54

Insurance = 1,00% × FCI

= US\$ 733.550,64

Sehingga, *Total Fixed Charges* (FC) = US\$ 11.130.884,01

3) *Plant Overhead Cost* (POC)

Plant Overhead Cost = 70% × (MR + OL + DSCL)

= US\$ 1.747.513,30

Total Manufacturing Cost (MC) = DPC + FC + POC

= US\$ 217.043.061,73

4.6.2. *General Expenses (GE)*

<i>Administrative Cost</i>	$= 15\% \times (\text{MR} + \text{OL} + \text{DSCL})$
	$= \text{US\$ } 374.467,14$
<i>Distribution and Selling Cost</i>	$= 10\% \times \text{TPC}$
	$= \text{US\$ } 25.754.977,93$
<i>Research and Development Cost</i>	$= 4\% \times \text{TPC}$
	$= \text{US\$ } 10.301.991,17$
<i>Financing</i>	$= 5\% \times \text{TCI}$
	$= \text{US\$ } 4.075.281,31$
Sehingga, <i>Total General Expenses</i>	$= \text{US\$ } 40.506.717,55$
Sehingga, <i>Total Production Cost (TPC)</i>	$= \text{MC} + \text{GE}$
	$= \text{US\$ } 257.549.779,28$

4.7. *Perhitungan Annual Cash Flow*

4.7.1. Total Penjualan Produk

<i>Ethyl Acetate</i>	99,50%
Produksi / tahun	$= 54.000 \text{ ton/tahun}$
Harga (2024)	$= \text{US\$ } \$4.700,00 / \text{ton}$
Rasio Indeks Harga (2030/2014)	$= 1,4409$
Harga Jual	$= \text{US\$ } 6.772,41 \text{ US \$ / Ton}$
Pendapatan / tahun	$= \text{US } \$365.710.370,64 \text{ US \$ / Tahun}$

4.7.2. Total Penjualan Produk Samping

<i>Hydrogen</i>	99,50%
Produksi / tahun	$= 2.256,25 \text{ ton/tahun}$
Harga (2024)	$= \text{US } \$100,00 / \text{ton}$
Rasio Indeks Harga (2030/2014)	$= 1,4409$
Harga (2030)	$= \text{US } \$325.112,22$
Pendapatan / tahun	$= \text{US } \$366.035.482,86$

<i>Total Production Cost (TPC)</i>	$= \text{US\$ } 257.549.779,28$
------------------------------------	---------------------------------

<i>Net Profit Before Tax</i> (NPBT)	= US\$ 108.485.703,58
<i>Income Tax</i> (30% NPBT)	= US\$ 32.545.711,07
<i>Net Profit After Tax</i> (NPAT)	= US\$ 75.939.992,50
<i>Depreciation</i> (9,09% FCI)	= US\$ 6.667.975,28
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	= US\$ 72.607.967,79
%ACF (ACF/TCI)	= 89% (> bunga bank)

%*Annual Cash Flow* (ACF) pabrik etil asetat sebesar 89% di mana nilai tersebut lebih besar dari bunga bank (7,50%). Berdasarkan dari segi keuntungan, pabrik etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun ini layak didirikan.

4.7.3. Lama Waktu Pengembalian Modal

4.7.2.1. Perhitungan Depresiasi

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= \frac{\text{FCI}-\text{TSV}}{\text{Service Life}} \\ \text{Di mana:} \\ \text{FCI} &= \text{US\$ } 73.355.063,60 \\ \text{TSV} &= 0 \\ \text{Umur Pabrik} &= 11 \text{ tahun} \\ \text{Depresiasi} &= \frac{\text{US\$ } 73.355.063,60}{11 \text{ tahun}} \\ &= \text{US\$ } 6.668.642,15/\text{tahun} \end{aligned}$$

4.7.2.2. Lama Penangangsuran Pengembalian Modal

$$\begin{aligned} \text{Total Capital Investment (TCI)} &= \text{US\$ } 81.505.626,22 \\ \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US\$ } 72.607.967,79 \\ \text{Bunga Modal (Bank BCA)} &= 7,50\% (\text{BRI}) \\ \text{Lama Angsuran} &= 5 \text{ tahun} \\ \text{Pinjaman (P)} &= \text{US\$ } 75.327.499,75 \end{aligned}$$

Maka besarnya angsuran per tahun dapat dihitung dengan rumus:

$$\begin{aligned} A &= P \cdot \left(\frac{A}{P}, i, n \right) \\ &= P \cdot \left[\frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] \quad (\text{Peters, 1991}) \\ &= \text{US\$ } 18.657.884,18 \end{aligned}$$

Tabel 4.4. Angsuran Pengembalian Modal (US\$)

Tahun	Pinjaman	Bunga	Total Hutang	Angsuran	Sisa Hutang
	(US \$)	(US \$)	(US \$)	(US \$)	(US \$)
0	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75
1	75.327.499,75	5.709.824,48	81.037.324,23	18.657.884,18	62.379.440,05
2	62.379.440,05	4.728.361,56	67.107.801,61	18.657.884,18	48.449.917,43
3	48.449.917,43	3.672.503,74	52.122.421,17	18.657.884,18	33.464.536,99
4	33.464.536,99	2.536.611,90	36.001.148,89	18.657.884,18	17.343.264,71
5	17.343.264,71	1.314.619,47	18.657.884,18	18.657.884,18	0,00
Total		17.961.921,15		93.289.420,90	

Dari tabel di atas terlihat bahwa modal akan dapat dilunasi dalam jangka waktu 5 tahun. Pada waktu pengembalian modal yang kurang dari separuh umur pabrik ($n < 5,5$ tahun), menunjukkan bahwa pabrik aasetat layak untuk didirikan.

4.7.2.3. Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{FCI} + \text{Bunga TCI}}{\text{ACF}} \\
 \text{Dengan} &: \\
 \text{Fixed Capital Investment (FCI)} &= \text{US\$ } 73.355.063,60 \\
 \text{Bunga Total Capital Investment} &= \text{US\$ } 17.961.921,15 \\
 \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US\$ } 72.607.967,79/\text{tahun} \\
 \text{POT} &= 1,2577 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

Pay Out Time (POT) yang diperoleh adalah 1,3 tahun, yaitu apabila dibandingkan dengan setengah umur pabrik (5,5 tahun) nilainya lebih kecil, dengan demikian perancangan Pabrik etil aasetat ini layak untuk didirikan.

4.7.4. Total Modal Akhir

4.7.3.1. Net Profit Over Total Life if Project (NPOTLP)

1) Cumulative Cash Position

Harga CCP ini ditentukan dengan persamaan:

$$CCP = n.ACF - TCI$$

Keterangan

n (umur pabrik)	= 11 tahun
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	= US\$ 72.607.967,79/tahun
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= US\$ 81.505.626,22
CCP	= US\$ 717.182.019,42

2) *Capital Recovery*

$$CR = WC + SV + L$$

Keterangan:

<i>Working Capital</i> (WC)	= US\$ 8.150.562,62
<i>Total Salvage Value</i> (TSV)	= 0
<i>Land</i>	= US\$ 12.915.629,26
<i>Capital Recovery</i> (CR)	= US\$ 21.066.191,88

$$NPOTLP = CCP + CR$$

$$\begin{aligned} NPOTLP &= US\$ 717.182.019,42 + US\$ 21.066.191,88 \\ &= US\$ 738.248.211,31 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapatkan adalah sebesar US\$ 738.248.211,31. Nilai ini lebih besar dari nilai TCI ditambah bunga modal, yaitu sebesar US\$ 99.467.547,37 sehingga pabrik layak untuk didirikan.

4.7.3.2. *Total Capital Sink*

$$TCS = n. ACF - \sum \text{Angsuran}$$

Keterangan:

n (umur pabrik)	= 11 tahun
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	= US\$ 72.607.967,79
$\sum$ Angsuran	= US\$ 93.289.420,90
TCS	= US\$ 705.398.224,74

Harga TCS yang didapatkan adalah sebesar US\$ 705.398.224,74. Nilai ini lebih besar dari nilai TCI, yaitu sebesar US\$ 81.505.626,22 sehingga berdasarkan analisa ini, pabrik layak untuk didirikan.

4.7.5. Laju Pengembalian Modal

4.7.5.1. *Rate of Return Investment* (ROR)

Rate of Return Investment (ROR) dapat ditentukan dengan persamaan:

$$\text{ROR} = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

Dimana:

$$\text{Net Profit After Tax (NPAT)} = \text{US\$ } 75.939.992,50$$

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{US\$ } 81.505.626,22$$

$$\text{ROR} = \frac{\text{NPAT}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$\text{ROR} = 93,17\%$$

Nilai *Rate of Return Investment* (ROR) yang diperoleh sebesar 93,17% (melebihi besar bunga yang ditetapkan oleh pihak bank yaitu (7,50%). Karena nilai ROR melebihi nilai suku bunga yang ditetapkan bank, maka berdasarkan analisa ini pabrik layak untuk didirikan.

4.7.5.2. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR)

Persamaan yang digunakan untuk menentukan umur *Discounted Cash Flow Rate of Return* tersebut adalah:

$$\text{TCI} = \text{ACF} \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{\text{WC} + \text{SV}}{(1+i)^n} \quad (\text{Peters, halaman 302})$$

Keterangan:

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{US\$ } 81.505.626,22$$

$$\text{Annual Cash Flow (ACF)} = \text{US\$ } 72.607.967,79$$

$$\text{Working Capital (WC)} = \text{US\$ } 8.150.562,62$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = 0$$

$$\text{Service Life (n)} = 11 \text{ tahun}$$

$$\text{Discounted Cash Flow Rate of Return (i)} = 87,92\%$$

$$\frac{1}{(1+i)^n} \text{ (Discount Factor)} = 1,1363\%$$

Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (i) adalah sebesar 87,92%, nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* ini

melebihi nilai bunga bank yang ditetapkan yaitu 7,50%, sehingga pabrik layak untuk didirikan.

4.7.6. Break Event Point (BEP)

4.7.6.1. Metode Matematis

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} \text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US\$ } 53.385.114,86 \end{aligned}$$

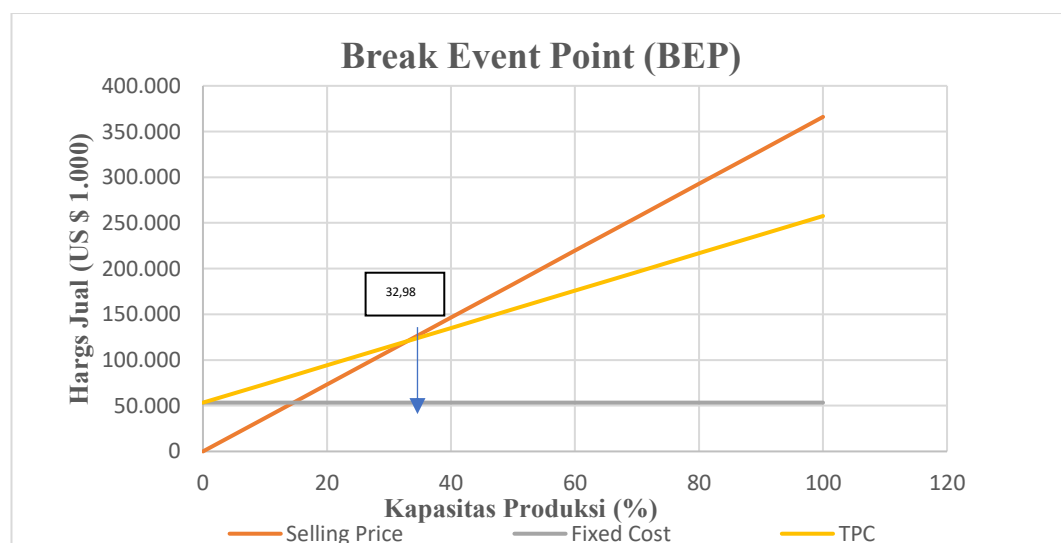
$$\text{Variable Cost} = \text{US\$ } 204.164.664,42/\text{tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Selling Price} &= \text{Total Income} \\ &= \text{US\$ } 366.035.482,86/\text{tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{US\$ } 53.385.114,86}{\text{US\$ } (366.035.482,86 - 204.164.664,42)} \times 100\% \\ &= 32,98\% \end{aligned}$$

Jadi, *Break Event Point* (BEP) yang diperoleh adalah 32,98%, di mana nilai BEP yang memenuhi syarat adalah dalam rentang 20% - 40%.

Gambar 1. Break Event Point



LAMPIRAN V

TUGAS KHUSUS

Nama : Anslika I.G. Manurung

NIM : 03031282126091

1. Kolom Distilasi

Distilasi atau penyulingan adalah suatu metode pemisahan bahan kimia berdasarkan perbedaan kecepatan atau kemudahan menguap (volatilitas) bahan. Dalam penyulingan, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali kedalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap terlebih dahulu sedangkan zat yang memiliki titik didih yang lebih tinggi akan mengembun dan akan menguap apabila telah mencapai titik didihnya. Metode ini termasuk sebagai unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya (Treyball).

Distilasi merupakan proses dimana campuran dua atau lebih zat dipisahkan menjadi komponen fraksi yang murni, dengan berdasarkan perbedaan titik didih tiap komponen. Pemisahan komponen-komponen dari campuran *liquid* melalui distilasi bergantung pada perbedaan titik didih dan konsentrasi masing – masing komponen. Campuran *liquid* akan memiliki karakteristik titik didih yang berbeda. Oleh karena itu, proses distilasi bergantung pada tekanan uap campuran *liquid* (Komariah dkk, 2009).

Pengaplikasian proses distilasi dapat kita jumpai pada industri besar dan kecil. Salah satu contohnya adalah penyulingan minyak bumi dan gas pada industri besar. Minyak bumi diproses dan dipisahkan berdasarkan fraksi-fraksi melalui proses distilasi. Selain itu pengaplikasian proses distilasi dapat kita temukan pada industri kecil seperti produksi minyak atsiri (Arman, 2014).

2. Jenis-Jenis Distilasi

a) Berdasarkan Prosesnya

- *Batch*

Pada proses *batch*, umpan dimasukkan kedalam kolom secara *batch*,

yaitu kolom diisi kemudian baru dilakukan distilasi. Ketika proses yang diinginkan telah dicapai, umpan berikutnya baru dimasukkan lagi.

- Kontinyu

Pada proses kontinyu, umpan dimasukkan secara terus menerus ke kolom. Tidak ada penghentian kecuali jika terjadi masalah pada unit prosesnya. Tipe ini yang paling umum dipakai. Distilasi kontinyu dapat dibedakan menjadi:

- Flash Distillation

Flash distillation atau dikenal dengan distilasi kilat merupakan distilasi kontinyu (steady state) satu tahap tanpa adanya refluks. Pada distilasi ini, penguapan sebagian liquid terjadi sedemikian rupa sehingga uap yang dihasilkan berada dalam kesetimbangan dengan liquid yang tersisa, kemudian uap tersebut dipisahkan dari liquid dan dikondensasikan. Distilasi jenis ini biasanya digunakan terutama untuk memisahkan komponen-komponen yang memiliki titik didih yang berbeda jauh. Distilasi ini tidak efektif untuk memisahkan komponen yang nilai volatilitasnya hampir sama, karena proses yang terjadi berlangsung secara cepat.

- Distilasi Kontinu dengan Refluks

Distilasi kontinyu dengan refluks adalah proses distilasi yang lebih banyak digunakan pada industri, proses ini pada bagian top kolom dilengkapi dengan aliran balik uap yang telah terkondensasi menuju bejana didih kembali berupa refluks.

- b) Berdasarkan Tekanan Operasi

- Kolom Distilasi Atmosferik

Kolom ini beroperasi pada tekanan atmosfer atau sedikitnya diatas tekanan tersebut. Unit ini banyak ditemukan pada industri minyak yang berfungsi untuk merengkahkan (*thermal cracking*) fraksi minyak berantai panjang.

- Kolom Distilasi Vakum

Kolom ini beroperasi pada tekanan dibawah tekanan atmosfer. Pada tekanan vakum ini, titik didih cairan turun, sehingga pemisahan fraksi berat dapat dilakukan pada suhu yang relatif rendah. Tujuan utamanya adalah untuk mendapatkan kembali sebanyak mungkin fraksi ringan yang masih tercampur dalam senyawa tersebut. Kolom ini biasanya memiliki diameter yang lebih besar

dari pada yang dimiliki kolom distilasi atmosferik karena jumlah aliran uapnya lebih besar.

- Kolom Distilasi *Pressurized*

Kolom ini beroperasi pada tekanan diatas tekanan atmosfer. Proses ini digunakan untuk memisahkan senyawa yang bertitik didih atau titik embun rendah. Kenaikan tekanan dimaksudkan untuk menaikkan titik didih ini.

c) Berdasarkan Komponen Penyusunnya

- Distilasi Biner

Distilasi biner merupakan proses distilasi yang terdiri atas dua komponen yang akan dipisahkan.

- Distilasi Multi-Component

Distilasi multi-component merupakan proses distilasi yang terdiri lebih dari dua komponen yang akan dipisahkan.

3. Jenis-Jenis Kolom Distilasi

Kolom Distilasi tergolong pada unit operasi separasi atau pemisahan. Pada alat bagian dalam (internal parts), kolom distilasi terdiri atas dua jenis, kolom berplat (*Plate Column*) dan kolom berunggun (*Packed Column*). Pada kolom berplat, bagian dalam kolom dibagi menjadi beberapa bagian oleh plate atau yang umumnya disebut *tray*. Sedangkan pada kolom berunggun, bagian dalam kolom diisi oleh packing yang dibuat dari keramik, logam, atau plastik. Pemilihan jenis kolom distilasi dipengaruhi oleh faktor kemampuan alat dan biaya. Berikut merupakan pertimbangan dalam pemilihan jenis kolom distilasi.

Tabel 2.1. Pertimbangan Pemilihan Jenis Kolom Distilasi

Pertimbangan	Jenis Kolom Distilasi	
	<i>Tray/Plate Column</i>	<i>Packed Column</i>
Kapasitas	Besar	Kecil, cocok untuk diameter kolom dibawah 0,6 m
Laju Liquid Rendah	Dapat digunakan	Tidak disarankan
Pembersihan <i>Fouling</i>	Mudah	Sulit
Umpan Korosif	Tidak disarankan	Dapat digunakan

Penangan <i>Foaming</i>	Tidak disarankan	Dapat digunakan
<i>Pressure Drop</i>	Tinggi	Rendah
Akurasi Desain	Mudah diprediksi	Sulit diprediksi
Perawatan	Mudah	Sulit
Biaya	Murah	Mahal

(Sumber: *Sinnot*, 2005)

Berdasarkan pertimbangan diatas, Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat dengan Kapasitas 54.000 ton/tahun ini digunakan kolom distilasi berjenis *tray/plate column*. Hal ini dikarenakan jenis kolom ini dapat beroperasi pada kapasitas yang besar, mudah dibersihkan, mudah dirawat, dan memiliki akurasi desain yang baik.

4. Prinsip Kerja Kolom Distilasi

Prinsip dari kolom distilasi yaitu dengan memanfaatkan perbedaan titik didih dari komponen campuran untuk dapat dipisahkan. Pada kolom distilasi, dilakukan proses pemanasan dengan suhu tertentu dimana penentuan suhu tersebut didasarkan pada titik didih komponen yang akan dipisahkan. Campuran komponen yang didihkan sehingga akan menguap dan uap ini dikondensasikan kembali ke dalam bentuk liquid.

Komponen yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap terlebih dahulu. Proses ini didasarkan pada teori suatu larutan, dimana masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Komponen yang memiliki titik didih rendah akan mengalami penguapan pada suhu didihnya dan komponen lain dengan titik didih yang tinggi tidak akan menguap. Uap dari komponen yang memiliki titik didih rendah akan naik dan mengalami kondensasi secara serentak sehingga fasa dari komponen tersebut akan berubah kembali menjadi liquid. Hasil dari kondensasi tersebut akan mengalir dan ditampung pada reflux drum.

5. Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Proses Distilasi

Kinerja dari kolom dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, seperti:

- a) Kondisi umpan, komposisi umpan, dan trace elements yang dapat mempengaruhi kesetimbangan uap liquid dari campuran liquid.
- b) Liquid internal dan kondisi aliran liquid

- c) Keadaan *tray* (packing)
- d) Kondisi cuaca

Kondisi campuran umpan dan komposisinya mempengaruhi *operating line* dan jumlah tahap yang diperlukan untuk proses pemisahan. Hal tersebut juga akan mempengaruhi lokasi *tray* umpan. Selama proses berlangsung, jika penyimpangan dari desain besar, maka kolom tidak dapat lagi digunakan. Untuk mengatasi masalah akibat umpan, beberapa kolom dirancang untuk memiliki umpan yang mengandung jumlah komponen-komponen yang bervariasi.

Ketika *reflux ratio* ditingkatkan, maka gradien *operating line* untuk bagian *rectification* menuju nilai maksimum 1. Secara fisik, ini berarti bahwa akan lebih banyak *liquid* yang kaya akan komponen volatil yang kemudian akan dilakukan *recycle* kembali menuju kolom. Jumlah *tray* minimum diperlukan pada kondisi total *reflux* di mana tidak ada pengambilan destilat.

Disisi lain, ketika *reflux* dikurangi, *operating line rectification* bergerak menuju garis kesetimbangan. Jarak antara garis operasi dan garis kesetimbangan menjadi lebih besar dan *tray* yang diperlukan berkurang. Kondisi pembatas terjadi pada *refluks ratio* minimum, ketika serangkaian *tray* diperlukan untuk mempengaruhi pemisahan. Sebagian besar kolom didesain untuk beroperasi antara 1,2 hingga 1,5 kali minimum *reflux ratio* karena ini adalah daerah dengan biaya operasi minimum. Kondisi aliran uap yang merugikan bisa menyebabkan :

a) *Foaming*

Foaming merupakan ekspansi *liquid* karena adanya aliran uap. Walaupun menghasilkan kontak antar fase *liquid*-uap yang tinggi, *foaming* berlebihan sering mengarah pada penumpukan *liquid* pada *tray*. *Foaming* juga dapat menyebabkan buih bercampur dengan *liquid* pada *tray*. *Foaming* dapat terjadi utamanya karena sifat fisik campuran *liquid*, namun dapat juga disebabkan desain dan kondisi *tray*. Akibat dari *foaming* adalah efisiensi dari proses distilasi akan berkurang.

b) *Entrainment*

Entrainment adalah *liquid* yang terbawa uap menuju *tray* di atasnya dan disebabkan *flowrate* uap yang tinggi. Hal ini menyebabkan efisiensi *tray* berkurang. Bahan yang sukar menguap terbawa menuju *tray* yang menahan *liquid* sehingga dapat mengkontaminasi kemurnian dari destilat.

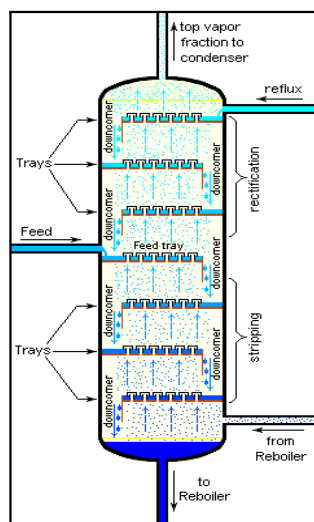
c) *Weeping / Dumping*

Fenomena ini disebabkan flowrate uap yang rendah. Tekanan uap yang dihasilkan tidak cukup untuk menahan liquid pada *tray*. *Weeping* yang berlebihan akan menyebabkan *dumping*. *Dumping* adalah fenomena dimana liquid pada setiap *tray* akan jatuh ke dasar kolom distilasi (efek domino). Hal tersebut akan menyebabkan kolom harus di atur ulang. *Weeping* biasanya ditandai dengan pressure drop yang tajam dalam kolom dan efisiensi kolom menjadi berkurang.

d) *Flooding*

Flooding terjadi karena aliran uap berlebihan menyebabkan liquid terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dan uap berlebih menyebabkan liquid yang tertahan pada *downcomer* dan mengakibatkan peningkatan hambatan liquid pada tray di atasnya. *Flooding* ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan.

Faktor-faktor diatas mempengaruhi operasi kolom distilasi yang disebabkan karena kondisi aliran fluida yang berlebihan atau terlalu rendah. Kecepatan dari aliran uap tergantung pada diameter kolom distilasi. *Weeping* akan menentukan aliran uap minimum yang diperlukan, sedangkan *flooding* akan menentukan aliran uap maksimum yang diperbolehkan. Jika diameter kolom distilasi didesain tidak sesuai, maka kolom distilasi tidak berfungsi dengan baik. Bukan hanya persoalan operasional muncul, proses separasi bisa saja tidak terjadi.

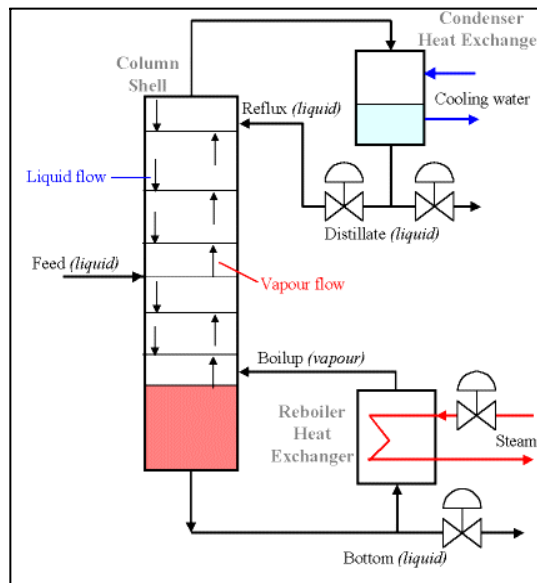


Gambar 2.1. Ilustrasi Internal Kolom Distilasi

6. Instrumen Distilasi dan Pengoperasian

Kolom distilasi tersusun atas beberapa komponen yang digunakan untuk transfer energi panas atau meningkatkan transfer massa. Distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama:

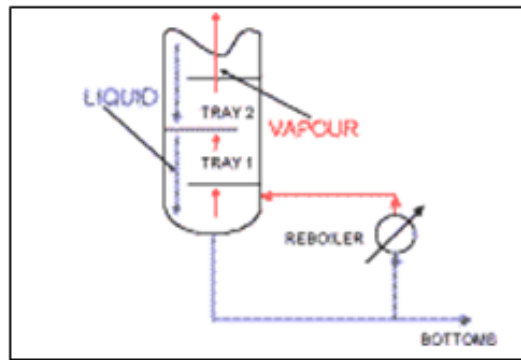
- Shell vertikal dimana pemisahan komponen liquid terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom seperti tray atau plate dan packing yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen.
- Reboiler untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi.
- Kondensor untuk mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom.
- Reflux drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari top kolom sehingga liquid (reflux) dapat di-*recycle* kembali ke kolom.



Gambar 2.2. Kolom Distilasi

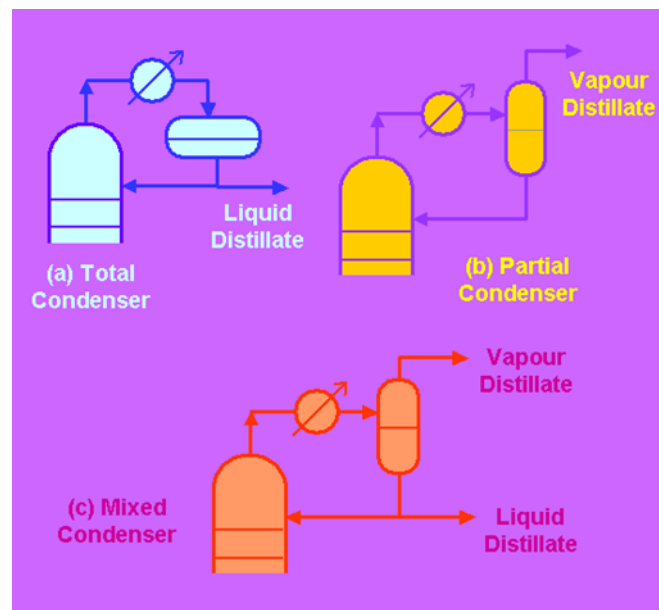
- Pengoperasian Distilasi

Campuran liquid (feed) yang akan diproses dan diinput pada bagian tengah kolom pada sebuah tray yang dikenal sebagai feed tray. Feed tray dibagi menjadi kolom atas (*enriching* atau *rectification*) dan kolom bottom (*stripping*). Feed mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah reboiler.



Gambar 2.3. Bagian Bottom Kolom Distilasi

Panas disuplai ke reboiler untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi pada umumnya digunakan steam. Pada penguapan, sumber panas didapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada reboiler diinput kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari reboiler dikenal sebagai produk bottom.



Gambar 2.4. Bagian Top Kolom Distilasi

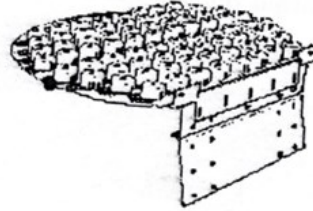
Uap bergerak ke atas kolom, dikondensasi oleh kondensor. Liquid yang dikondensasi ditampung pada vessel yang dikenal sebagai reflux drum. Sebagian liquid di-recycle kembali ke top yang dikenal reflux. Liquid yang terkondensasi dikeluarkan dari system dikenal sebagai destilat atau produk top.

7. Tray dan Plate

Ada beberapa tipe desain tray, tetapi yang paling umum yaitu :

- *Bubble Cap Tray*

Mempunyai riser atau cerobong yang terpasang diatas lubang (hole) dan sebuah cap yang menutupi riser.



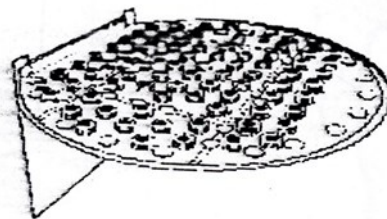
Gambar 2.5. Bubble Cap Trays

(Sumber: *Komariah dkk, 2009*)

Cap tersebut diletakkan sedemikian rupa sehingga ada celah antar riser dan cap. Uap melalui cerobong dan langsung keluar melalui celah cap. Akhirnya keluar melewati slots dalam cap dan mem-*bubble* melalui liquid pada *tray*.

- *Valve Tray*

Valve tray merupakan pengembangan dari *sieve tray*, di mana dilengkapi dengan *valve disk*, yang dipasang pada lubang-lubang *tray*. *Valve disk* akan terangkat jika laju uap alirnya tinggi. *Valve tray* secara bertahap menggantikan bubble cap karena performanya lebih superior dan lebih murah. *Valve tray* dapat digunakan untuk flowrate uap yang tidak konstan.



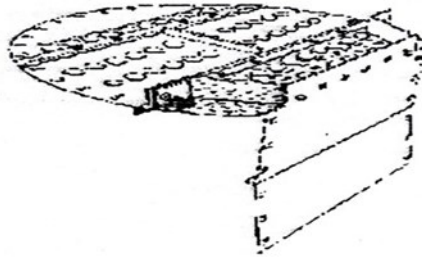
Gambar 2.6. Valve Tray

(Sumber: *Komariah dkk, 2009*)

- *Sieve Tray*

Sieve Tray adalah plate metal sederhana yang diberi lubang. Lubang tersebut berfungsi sebagai tempat naiknya vapor melewati liquid yang ada di permukaan *tray*. Jumlah dan ukuran lubang menjadi parameter desain. *Tray* jenis ini memiliki kapasitas yang lebih besar dibanding bubble cap. Efisiensi yang

dihasilkan oleh tray jenis ini juga lebih besar. Kelemahan dari *tray* jenis ini adalah tidak disarankan digunakan untuk flowrate uap yang rendah. Jika flowrate uap rendah dari kecepatan minimum maka dapat terjadi dumping, yaitu situasi dimana liquid mengalir bebas melalui lubang” *tray*.



Gambar 2.7. *Sieve Tray*

(Sumber: Komariah dkk, 2009)

a) Pemilihan Tipe *Tray*

Faktor yang menjadi pertimbangan dalam membandingkan kinerja *bubble cap*, sieve dan valve plate adalah sebagai berikut:

- Biaya

Bubble cap lebih mahal dibandingkan sieve atau valve plate. Biaya relatif tergantung pada material konstruksi yang digunakan; untuk mild steel rasio biaya bubble cap: valve : sieve, mendekati 3,0 : 1,5 : 1,0.

- Kapasitas

Perbedaan ketiganya tidak terlalu besar namun urutannya mulai dari flowrate yang lebih besar adalah sieve, valve, bubble cap.

- Range Operasi

Ini merupakan faktor yang amat signifikan. Dengan range operasi yang berarti range dari laju uap dan liquid melalui plates yang akan beroperasi secara menguntungkan (operasi stabil). Fleksibilitas selalu diperlukan dalam mengoperasikan pabrik untuk perubahan dalam laju produksi, dan untuk menutupi kondisi start-up dan shut down. Perbandingan antara flow rate tertinggi terhadap flow rate terendah disebut turn-down ratio. Untuk range operasi, bubble cap digunakan pada range yang cukup tinggi. *Sieve tray* sangat jarang digunakan untuk flowrate yang rendah. Sedangkan valve tray memberikan fleksibilitas yang lebih.

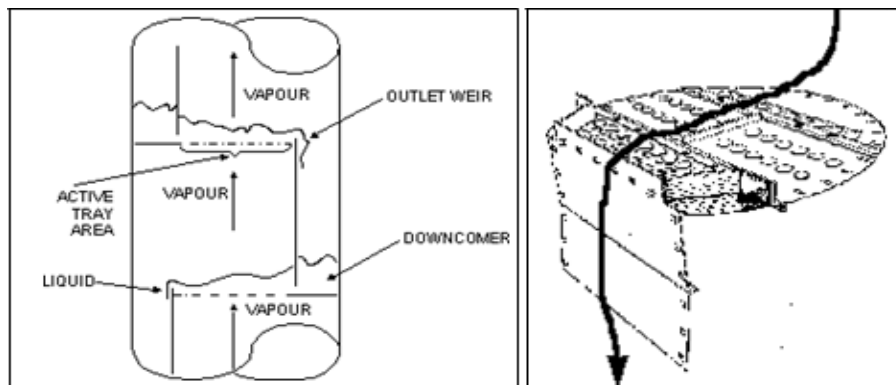
- *Pressure drop*

Pressure drop dari plate dapat menjadi pertimbangan, terutama dalam kolom vakum. *Plate pressure drop* tergantung dari desain detail dari plate tetapi umumnya *sieve tray* memberikan *pressure* terendah lalu diikuti oleh *valve*, *bubble cap*.

Faktor-faktor dalam pemilihan tersebut dapat disimpulkan sebagai berikut:

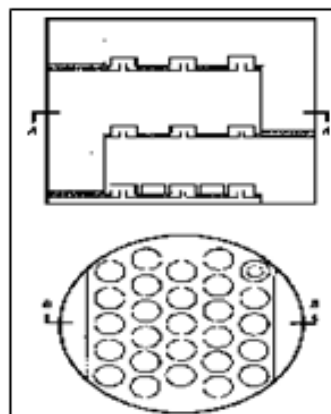
- *Sieve plates* merupakan plates termurah dan lebih menguntungkan untuk berbagai aplikasi.
- *Valve plates* harus dipertimbangkan jika *turn over ratio* tidak bisa dipenuhi oleh *sieve plates*.
- *Bubble plates* hanya digunakan jika laju uap yang akan ditangani sangat rendah.

b) Aliran Liquid dan Vapor dalam Kolom Tray



Gambar 2.8. Ilustrasi aliran liquid dan vapor

Setiap *tray* mempunyai dua sisi bersebelahan pada setiap sisinya (*downcomers*). Liquid jatuh melalui *downcomer* oleh gaya gravitasi dari satu *tray* ke bagian bawahnya. Aliran sepanjang tiap *tray* diperlihatkan pada diagram.



Gambar 2.9. Aliran Pada Tiap Plate

Sebuah weir pada tray didesain agar selalu ada sebagian liquid yang tertahan pada *tray* dengan tinggi yang masih diperbolehkan, seperti *bubble cap* yang ditutupi oleh liquid.

c) Desain *Tray*

Besarnya pemisahan yang terjadi bergantung pada desain *tray*. *Tray* didesain untuk memaksimalkan kontak vapour liquid berdasarkan distribusi vapour dan distribusi liquid pada *tray*. Ini terjadi karena kontak vapour liquid yang lebih baik maka pemisahan terjadi setiap *tray* lebih baik juga. Pengurangan *tray* akan diperlukan untuk pencapaian kondisi pemisahan dan juga pengurangan penggunaan energi dan rendahnya biaya konstruksi.

8. Kolom Distilasi *Sieve Tray Tower*

Sieve Tray Tower adalah plate metal sederhana dengan lubang di antaranya. Penggunaan *sieve tray* lebih sering dipilih dibandingkan dengan tipe lain dengan alasan yaitu:

- Memiliki berat yang lebih ringan, lebih murah harganya, serta lebih mudah dan murah dalam instalasi.
- Efisiensi lebih besar.
- *Pressure drop* lebih rendah dibandingkan pada *bubble cap tray*, karena pada *sieve tray* dan *valve tray* ketinggian liquid biasanya diabaikan.
- Biaya perawatan lebih sedikit, karena konstruksi *sieve tray* atau *valve tray* yang sederhana menyebabkan pembersihan dapat dilakukan secara lebih mudah.

Berdasarkan pertimbangan diatas, Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat dengan Kapasitas 54.000 ton/tahun ini digunakan kolom distilasi berjenis tray/plate column dengan tipe *sieve tray*.

Sieve tray dirancang untuk membuat uap hasil yang mengalir naik mengalami kontak dengan liquid yang mengalir ke bawah. Liquid ini mengalir melintasi tray dan melewati weir ke downcomer menuju ke tray dibawahnya. Oleh karena itu pola aliran pada setiap tray adalah aliran silang. Pengoperasian kolom *sieve tray* pada umumnya sama dengan operasi jenis plate column lain.

Downcomer merupakan bagian yang berbentuk segmen antara dinding

kolom yang lengkung dengan weir. Setiap downcomer mengambil 10–15% dari luas penampang kolom, sehingga tinggal 70–80% saja luas kolom yang digunakan untuk penggelembungan atau pengontakkan. Pada kolom berukuran kecil, downcomer mungkin hanya berupa pipa yang dihubungkan ke tray yang menjulur ke atas sehingga membentuk weir bundar. Pada kolom yang besar sekali, diperlukan downcomer tambahan di tengah–tengah tray untuk mengurangi panjang lintasan zat cair. Pada keadaan tertentu, dipasang pula suatu *weir* aliran bawah atau *weir* masuk *tray* yang berfungsi mencegah masuknya gelembung uap ke dalam downcomer itu.

Uap mengalir melalui lubang–lubang *sieve tray* mengisi sebagian besar ruang yang terdapat di antara dua *downcomer*. Lubang–lubang itu biasanya berukuran $3/16 - \frac{1}{2}$ in dan disusun dalam pola segitiga. Di dekat tanggul downcomer atas, disediakan beberapa baris ruang tanpa lubang untuk memungkinkan zat cair melepaskan semua gasnya sebelum turun melewati tanggul. Beberapa lubang juga ditiadakan di dekat tempat masuk zat cair. Ini dimaksudkan agar tidak ada uap yang lewat melalui downcomer. Pada kondisi normal, kecepatan uap itu cukup tinggi sehingga uap membentuk campuran zat cair dan membuih (*froth*) yang mempunyai luas permukaan yang besar. Ini dimanfaatkan untuk terjadinya perpindahan massa.

Aliran uap melalui lubang *sieve* dan zat cair di atas *tray* memerlukan adanya perbedaan tekanan. Penurunan tekanan melintas satu tray biasanya berkisar 50–70 mmH₂O. Tekanan yang diperlukan itu diperlukan untuk pendidihan ulang (reboiler) yang membangkitkan uap pada tekanan yang cukup tinggi untuk mengatasi penurunan tekanan di dalam kolom dan kondensor. Penurunan tekanan menyeluruh dihitung untuk menentukan tekanan dan temperatur di dalam reboiler. Penurunan tekanan per tray harus diperiksa untuk memastikan bahwa tray beroperasi sebagaimana mestinya.

Tinggi *froth* di atas tanggul sebenarnya lebih besar, karena uap hanya terpisah sebagian dari zat cair, sehingga laju alir volumetrik pada tanggul itu lebih besar daripada laju aliran zat cair saja. Namun, tinggi aktual di atas tanggul itu tidak diperlukan untuk menaksir hL, karena pengaruh densitas buih sudah termasuk dalam faktor korelasi.

a) Permukaan Zat Cair dalam *Downcomer*

Permukaan zat cair dalam *downcomer* harus lebih tinggi dari permukaan di atas *tray* karena ada penurunan tekanan melintas di *tray* itu. Puncak *tray* ke *n* *downcomer* berada pada tekanan yang sama pada *tray* ke (*n*-1). Tinggi sebenarnya dari permukaan zat cair yang penuh gelembung di dalam *downcomer* adalah *Z*, yang lebih besar dari *Z_c* karena adanya gelembung yang ikut terbawa. Jika fraksi volume rata-rata zat air adalah ϕ_d , maka tinggi tekanan adalah:

$$Z = \frac{Z_c}{\phi_d}$$

Bila tinggi zat cair bergelembung itu meningkat sampai setinggi jarak antara *tray* atau lebih maka aliran yang akan naik melintasi *weir* menuju *tray* berikutnya akan terhalang dan *tray* itu akan mengalami banjir (*flooding*).

b) Batas Operasi *Sieve Tray*

Pada saat kecepatan uap rendah penurunan tekanan tidak cukup besar untuk mencegah zat cair mengalir turun melalui lubang-lubang *tray*. Kondisi ini disebut *weeping* dan kemungkinan terjadinya lebih besar bila terdapat gradien tinggi tekanan zat cair melintas *tray* itu. Dengan gradien itu, uap cenderung akan mengalir melalui daerah yang zat cairnya lebih sedikit, sehingga tahanan terhadap aliran lebih kecil dan zat cair akan mengalir melalui bagian yang kedalamannya paling besar. *Weeping* menyebabkan efisiensi *tray* berkurang karena sebagian zat cair mengalir ke *tray* berikutnya tanpa mengalami kontak dengan uap.

Batas operasi terbawah dapat dibuat lebih rendah dengan menggunakan lubang yang lebih kecil dan fraksi luas yang lebih kecil pula, tetapi perubahan ini akan menyebabkan penurunan lebih tinggi dan mengurangi laju aliran maksimum. Batas kecepatan pada bagian atas kolom *sieve tray* ditentukan oleh *flooding point* atau kecepatan alir zat cair yang terbawah ikut menjadi berlebihan jumlahnya. *Flooding* terjadi bila zat cair di dalam *downcomer* kembali ke *tray* di atasnya dan ini ditentukan oleh penurunan tekanan melintas *tray* serta jarak antar *tray*.

9. Temperature Controller

Temperature Controller digunakan untuk mengatur dan menjaga suhu di titik-titik penting kolom distilasi, karena suhu sangat memengaruhi komposisi uap dan cairan, sehingga berpengaruh langsung terhadap kemurnian produk. Secara

umum, TC terletak di beberapa bagian seperti, di Reboiler yang berfungsi untuk mengatur suhu pemanasan untuk menghasilkan uap dari campuran cair. Di bagian middle tray untuk mengontrol suhu di titik fraksionasi utama — membantu menjaga kemurnian produk atas dan bawah. Serta di Condenser untuk menjaga suhu pendinginan agar uap terkondensasi sempurna. Prinsip kerja dari TC ialah TC membaca suhu dari sensor (*thermocouple*). Jika suhu turun di bawah setpoint, pemanas diaktifkan (misalnya di reboiler). Jika suhu terlalu tinggi, sistem bisa menurunkan panas atau menaikkan pendinginan.

10. Pressure Controller

Pressure Controller digunakan untuk menjaga tekanan konstan dalam kolom distilasi. Tekanan memengaruhi titik didih komponen, sehingga sangat penting untuk menjaga tekanan yang stabil agar proses distilasi berjalan optimal. Secara umum PC terletak di dua tempat yaitu pada puncak kolom (*overhead*) yang berfungsi untuk mengatur tekanan total di kolom. Pada bagian Condenser area yang berperan dalam kondisi jika tekanan naik, katup akan dibuka untuk membuang uap ke sistem vakum atau *flare*. Prinsip kerja dari PC yakni PC membaca tekanan melalui sensor tekanan. Jika tekanan terlalu tinggi, *vent valve* atau *pressure relief valve* akan terbuka. Jika tekanan terlalu rendah, make-up gas dapat ditambahkan (di sistem tertutup), atau pemanas ditingkatkan untuk menaikkan tekanan.

11. Desain Kolom Distilasi

Dalam mendesain kolom distilasi, hal pertama yang dilakukan adalah menentukan kondisi input dan output dari kolom distilasi.

- Menentukan kondisi operasi *input* pada *bubble point*
- Menentukan kondisi operasi *top product* pada *dew point*
- Menentukan kondisi operasi *bottom product* pada *bubble point*

Setelah menentukan kondisi operasi input maupun output dari kolom distilasi, selanjutnya dapat dilakukan perhitungan desain kolom distilasi. Desain kolom distilasi menggunakan persamaan pada buku *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

- a) Menentukan *Relative Volatility* (α)

$$\alpha_{\text{Distilasi}} = K_{LK}/K_{HK}$$

$$\alpha_{\text{Bottom}} = K_{LK}/K_{HK}$$

$$\alpha_{\text{Average}} = \sqrt{\alpha_D \times \alpha_B}$$

- b) Menentukan *Stage Minimum* ($N_{\min}$)

Dengan menggunakan metode Fenske didapat jumlah *stage minimum*

$$N_{\min} = \frac{\text{Log}[(X_{LK}/X_{HK})_D \times (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\text{Log}(\sigma_{\text{avg}})}$$

- c) Menentukan *Refluks Minimum* ($R_{\min}$)

Untuk mencari *refluks minimum*

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha - \theta)/\alpha}$$

$$(L/D)m + 1 = \sum_1^n \frac{x_f}{(\alpha - \theta)/\alpha}$$

$$q = 1$$

- d) Menentukan *Theoretical Tray* pada *Actual Reflux*

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan korelasi *Gilliland*, yaitu hubungan antara minimum reflux dan minimum stage (*Winkle, 1967*).

$$R = 1,2 \times R_m$$

$$X = \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)$$

$$Y = \left(\frac{N - N_{\min}}{N + 1} \right)$$

- e) Menentukan Lokasi Feed

Lokasi feed ditentukan dengan menggunakan metode *Kirkbride*.

$$\text{Log} \frac{m}{p} = 0,206 \text{ Log} \left\{ \frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right]^2 \right\}$$

B = molar flow pada bagian bawah produk

D = molar flow pada bagian atas produk

(XHK)_f = konsentrasi *heavy key* pada feed

(XLK)_f = konsentrasi *light key* pada feed

(XHK)_d = konsentrasi *heavy key* pada bagian atas produk

(XLK)_b = konsentrasi *light key* pada bagian bawah produk

- f) Desain Kolom Bagian Atas (*Rectifying Section*)

- Menentukan *flow rate* pada *rectifying section*
- Menentukan diameter kolom (D_c)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{p_v}{p_L}}$$

Kecepatan *vapor flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,5 – 1,5 m (*Coulson, 2005*)

Berdasarkan informasi diatas, disubstitusikan ke *Figure 11.27* pada Buku *Coulson 3rd Edition*, dimana akan didapat nilai K_1 .

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{p_L - p_v}{p_v}}$$

Desain untuk 85% *flooding* (*Coulson 3rd Edition, Page 568*) pada laju alir maksimum:

$$\hat{u}_v = 0,85 \times U_f$$

Laju alir volume maksimum ($U_v \text{ max}$)

$$Uv_{max} = \frac{V}{p_v}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Uv_{max}}{v}$$

Cross sectional area dengan 12% *downcomer area* (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}}$$

- Desain Plate

Luas Area Kolom (A_c)

$$A_c = \sqrt{\frac{D_c \times 3,14}{4}}$$

Downcomer area (A_d)

$$A_d = 12\% \times A_c$$

Net Area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

Hole area (A_h)

$$A_h = 10\% \times A_a$$

Panjang *weir* (h_w) ditentukan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir length* merupakan penghalang yang dipasang di pinggir dari *downflow* yang bertujuan agar volume *liquid* yang tertampung di *tray* banyak, sehingga kontak antara *liquid* dan gas semakin efektif.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100$$

Absis (X)

$$Y = \frac{l_w}{D_c}$$

Didapatkan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* nilai X

Sehingga:

$$l_w = \text{Absis (X)} \times D_c$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*

- *Weep check*

Cek weeping

Laju cairan maksimum ($L_m, \max$) = $L/3600$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*. Laju cairan minimum ($L_m, \min$) = 70% x $L_m, \max$

Wet liquid crest (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{P_l l_w} \right)^{2/3}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($h_w + h_{ow}$) sehingga didapatkan nilai K_2

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\check{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(p_v)^{1/2}}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual)

$$U_{v,actual} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

Minimum vapor rate pada 70% *turn down* sehingga :

Minimum vapor rate = 70% x *Maximum vapor rate*

Nilai dapat diterima jika *minimum operating rate* diatas nilai *weep point*.

- Plate Pressure Drop

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$)

$$U_h = \frac{U_{v,maks}}{A_h}$$

$$\text{Rasio} = \frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a}$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($A_h/A_p \times 100$) dengan nilai rasio *plate thickness / hole diameter*. Hasil dari plot tersebut akan didapatkan *Orifice coefficient* (Co).

Dry plate drop (h_d)

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{p_v}{p_l}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{p_l}$$

Total pressure drop (h_t)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

- *Downcomer Liquid Backup*

Downcomer pressure loss (h_{ap})

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm}$$

Area under apron (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} - l_w$$

Jika nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{m,maks}}{p_L A_{ap}} \right)^2$$

Back up di downcomer (h_b)

$$h_b = (h_d + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing + weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi.

- *Resident Time (t_r)*

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} p_L}{L_{m,maks}}$$

- *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1% *flooding* actual (u_v)

$$u_v = \frac{U_v \text{ maks}}{A_n}$$

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai FLV dengan % flooding sehingga didapat nilai ψ .

- Trial Plate Layout

Digunakan *plate* tipe *cartridge* dengan 50 mm *unperforated strip* mengelilingi pinggir *plate* dan 50 mm wide *calming zones*.

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan lw/D_c .

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θC

Sudut *subtended* antara pinggir *plate* dengan *unperforated strip* (θ)

$$\theta = 180^\circ - \theta C$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$L_m = (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right)$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = h_w \times L_m$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$L_{cz} = (D_c + h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right)$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$A_{cz} = 2 (L_{cz} + h_w)$$

Total area perforated (A_p)

$$A_p = A_a - A_{up} - A_{cz}$$

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan lp/dh

- Jumlah Hole

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$A_{oh} = 3,14 \times \frac{dh^2}{4}$$

Jumlah holes = A_h/A_{oh}

- Ketebalan Dinding Kolom

$$t = \frac{P \times r_i}{(S \times E_j) - 0,6P} + C_c$$

Keterangan:

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = Maximum allowable internal pressure (5-10% working pressure)

R = Jari-jari kolom

S = *Working stress allowable* = 932,2260 atm

C = Korosi maksimum = 0,032 m

E = *Welding joint efficiency* = 0,85

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D_{c_{top}} + 2t_{silinder}$$

g) Desain Kolom Bagian Bawah (*Stripping Section*)

- Menentukan flow rate pada *stripping section*
- Menentukan diameter kolom (Dc)

Perhitungan menggunakan *Coulson & Richardson 3rd Edition, Volume 6, Chapter 11*.

Liquid-Vapour Flow Parameter (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{p_v}{p_L}}$$

Kecepatan vapor *flooding* (U_f)

Plate spacing yang biasa digunakan yaitu 0,5 – 1,5 m (*Coulson, 2005*)

Berdasarkan informasi diatas, disubstitusikan ke *Figure 11.27* pada Buku *Coulson 3rd Edition*, dimana akan didapat nilai K_1 .

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1$$

Kecepatan *flooding* (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{p_L - p_v}{p_v}}$$

Desain untuk 85% *flooding* (*Coulson 3rd Edition, Page 568*) pada laju alir maksimum:

$$\hat{u}_v = 0,85 \times U_f$$

Laju alir volume maksimum ($U_v \text{ max}$)

$$U v_{max} = \frac{V}{p_v}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{Uv_{max}}{v}$$

Cross sectional area dengan 12% downcomer area (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12}$$

Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4A_c}{3,14}}$$

- *Desain Plate*

Luas Area Kolom (A_c)

$$A_c = \sqrt{\frac{D_c \times 3,14}{4}}$$

Downcomer area (A_d)

$$A_d = 12\% \times A_c$$

Net Area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2A_d$$

Hole area (A_h)

$$A_h = 10\% \times A_a$$

Panjang *weir* (h_w) ditentukan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31*. *Weir length* merupakan penghalang yang dipasang di pinggir dari downflow yang bertujuan agar volume *liquid* yang tertampung di *tray* banyak, sehingga kontak antara *liquid* dan gas semakin efektif.

Ordinat (Y)

$$Y = \frac{A_d}{A_c} \times 100$$

Absis (X)

$$Y = \frac{l_w}{D_c}$$

Didapatkan dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* nilai X

Sehingga:

$$lw = \text{Absis (X)} \times D_c$$

Penentuan nilai *weir height* (h_w), *hole diameter* (D_h) dan *plate thickness* untuk kolom bagian atas dan bawah, berdasarkan rekomendasi dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Chapter 11.3.8*

- *Weep check*

Cek *weeping*

$$\text{Laju cairan maksimum (Lm, max)} = L/3600$$

Laju cairan minimum pada 70% *liquid turn down ratio*. Laju cairan minimum ($L_{m, \min}$) = 70% x $L_{m, \max}$

Wet liquid crest (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_m}{P_l l_w} \right)^{2/3}$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($h_w + h_{ow}$) sehingga didapatkan nilai K_2

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\check{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(p_v)^{1/2}}$$

Actual minimum vapor velocity (U_v min actual)

$$U_{v, \text{actual}} = \frac{\text{Minimum vapor rate}}{A_h}$$

Minimum vapor rate pada 70% *turn down* sehingga :

Minimum vapor rate = 70% x *Maximum vapor rate*

Nilai dapat diterima jika *minimum operating rate* diatas nilai *weep point*.

- *Plate Pressure Drop*

Jumlah uap maksimum yang melewati *hole* ($\check{u}_h$)

$$U_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{A_h}$$

$$\text{Rasio} = \frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{A_h}{A_a}$$

$$\frac{A_h}{A_p} \times 100$$

Dari *Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31* plot nilai ($A_h/A_p \times 100$) dengan nilai rasio plate *thickness / hole diameter*. Hasil dari plot tersebut akan didapatkan *Orifice coefficient* (C_o).

Dry plate drop (h_d)

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{p_v}{p_l}$$

Residual head (h_r)

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{p_l}$$

Total pressure drop (h_t)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

- *Downcomer Liquid Backup*

Downcomer pressure loss (h_{ap})

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm}$$

Area under apron (A_{ap})

$$A_{ap} = h_{ap} - l_w$$

Jika nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan *head loss* di *downcomer* (h_{dc}).

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{m,maks}}{p_L A_{ap}} \right)^2$$

Back up di *downcomer* (h_b)

$$h_b = (h_d + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

h_b harus lebih kecil dari jumlah $\frac{1}{2}$ (*plate spacing + weir height*) agar pemilihan *tray spacing* terpenuhi.

- *Resident Time* (t_r)

Residence time (t_r) harus lebih dari 3 detik

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} p_L}{L_{m,maks}}$$

- *Entrainment*

Nilai *fractional entrainment* harus lebih kecil dari 1% *flooding actual* (u_v)

$$u_v = \frac{U_v \text{ maks}}{A_n}$$

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100$$

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.29 plot nilai FLV dengan % flooding sehingga didapat nilai ψ .

- Trial Plate Layout

Digunakan plate tipe cartridge dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.31 didapatkan lw/D_c .

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.32 didapatkan θ_C

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\theta = 180^\circ - \theta_C$$

Mean length, unperforated edge strip (L_m)

$$L_m = (D_c - h_w) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right)$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$A_{up} = h_w \times L_m$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$L_{cz} = (D_c + h_w) \sin \left(\frac{\theta_C}{2} \right)$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$A_{cz} = 2 (L_{cz} + h_w)$$

Total area perforated (A_p)

$$A_p = A_a - A_{up} - A_{cz}$$

Dari Coulson & Richardson 3rd Edition Figure 11.33 didapatkan lp/dh

- Jumlah Hole

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$A_{oh} = 3,14 \times \frac{dh^2}{4}$$

$$\text{Jumlah holes} = A_h / A_{oh}$$

- Ketebalan Dinding Kolom

$$t = \frac{P \times r_i}{(S \times E_j) - 0,6P} + C_c$$

Keterangan:

t = Tebal tanki bagian silinder (m)

P = *Maximum allowable internal pressure* (5-10% working pressure)

R = Jari-jari kolom

S = *Working stress allowable* = 932,2260 atm

C = Korosi maksimum = 0,032 m

E = *Welding joint efficiency* = 0,85

- Outside Diameter (OD)

$$OD = D_{c_{top}} + 2t_{silinder}$$

- h) Total Pressure Drop

Rectifying section, ΔP_1

Stripping section, ΔP_2

- *Total Pressure drop*

$$\Delta P_{total} = (N_1 \times \Delta P_1) + (N_2 \times \Delta P_2)$$

Keterangan:

N₁ = Jumlah stage rectifying section

N₂ = Jumlah stage stripping section

ΔP = *Pressure drop*

- i) Tinggi Kolom Distilasi

$$H_{tray} = (N \cdot Tray \ spacing)_{rectifying} + (N \cdot Tray \ spacing)_{stripping}$$

He_{top} = Tinggi tutup *ellipsoidal* bagian top

$$He_{top} = \frac{1}{4} \times D_c$$

He_{bottom} = Tinggi tutup *ellipsoidal* bagian bottom

$$He_{bottom} = \frac{1}{4} \times D_c$$

$$H_{total} = H_{tray} + He_{top} + He_{bottom}$$

DAFTAR PUSTAKA

- Ditia, A., Bardant, T.B., Utami, A.R.I., Maryana, R., Irawan, Y., Muryanto, M., Triwahyuni, E. and Sudiyani, Y. 2021. Telaah Potensi Penerapan Teknologi Terkini pada Hidrolisis Selulosa dengan Sistem Pengendalian Terintegrasi dalam Proses Bioetanol G2. *Jurnal Selulosa*. Vol. 11(01): 21-38.
- Gültekin, S. and Kalbekov, A. 2017. Effect of Back Mixing on The Performance of Tubular-Flow Reactors. *Int. J. Dev.* Vol. 7(9): 15684-15685.
- Levenspiel, O. 1998. *Chemical Reaction Engineering*. John wiley & sons.
- Nahara, A.R., Mustafa, A.A. and Zuchrillah, D.R. 2021. Pemilihan Jenis Reaktor pada Proses Mixed Acid Route di Pabrik Pupuk NPK. *Jurnal Teknik ITS*. Vol. 10(2): F250-F257.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. and West, R.E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Vol. 4). New York: McGraw-Hill.
- Rase, H.F. 2013. *Fixed-bed Reactor Design and Diagnostics: Gas-Phase Reactions*. Butterworth-Heinemann.
- Worstell, J., 2014. *Adiabatic Fixed-Bed Reactors: Practical Guides in Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann.

Nama : Salsabilla Ananda Putri

NIM : 03031282126033

1. Reaktor Kimia

Reaktor adalah suatu alat proses, tempat dimana terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia, nuklir, dan biologis, dan bukan secara fisika. Jenis reaktor sangat beragam, karena itulah pada tugas khusus ini hanya dibahas salah satu jenis reaktor kimia, yaitu mengenai *agitated slurry reactor*. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Tidak seperti skala kecil dalam tabung reaksi, reaktor ukuran komersil industri perlu perhitungan yang teliti karena menyangkut jumlah massa dan energi yang besar.

Perbedaan antara reaktor kimia dengan reaktor nuklir adalah pada reaktor kimia, tidak ada perubahan massa selama reaksi dan hanya berubah dari satu bahan ke bahan lain, sementara pada reaktor nuklir ada perubahan massa yang berubah menjadi energi yang sangat besar. Reaktor kimia memiliki berbagai macam jenis dan bentuk yang dapat diklasifikasikan berdasarkan beberapa faktor. Untuk itulah alasan pemilihan jenis reaktor yang tepat tujuan pemilihannya serta parameter yang mempengaruhi rancangannya untuk proses kimia tertentu perlu diketahui. Faktor pemilihan berdasarkan Nahara dkk (2019) dijelaskan sebagai berikut:

1. Faktor Memilih Jenis Reaktor

Pemilihan jenis reaktor yang akan digunakan dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain:

- a) Fase zat pereaksi dan hasil reaksi.
 - b) Tipe reaksi dan persamaan kecepatan reaksi, serta ada tidaknya reaksi samping.
 - c) Kapasitas produksi.
 - d) Harga alat (reaktor) dan biaya instalasinya.
 - e) Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.
2. Tujuan dalam memilih jenis reaktor

Tujuan utama dalam memilih jenis reaktor adalah alasan ekonomis, keselamatan, dan kesehatan kerja, serta pengaruhnya terhadap lingkungan. Berikut ini merupakan faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam memilih jenis reaktor tertentu berdasarkan Nahara dkk (2019):

- a) Mendapat keuntungan yang besar, konversi, dan efisiensi terbesar
 - b) Biaya produksi rendah
 - c) Modal kecil/volume reaktor minimum
 - d) Operasinya sederhana dan murah
 - e) Keselamatan kerja terjamin
 - f) Polusi terhadap sekelilingnya (lingkungan) dijaga sekecil-kecilnya
3. Beberapa parameter yang memengaruhi rancangan reaktor

Dalam merancang suatu reaktor perlu diperhatikan parameter-parameter tertentu agar reaktor yang dibangun dapat memenuhi unjuk kerja yang diharapkan.

Parameter nya antara lain:

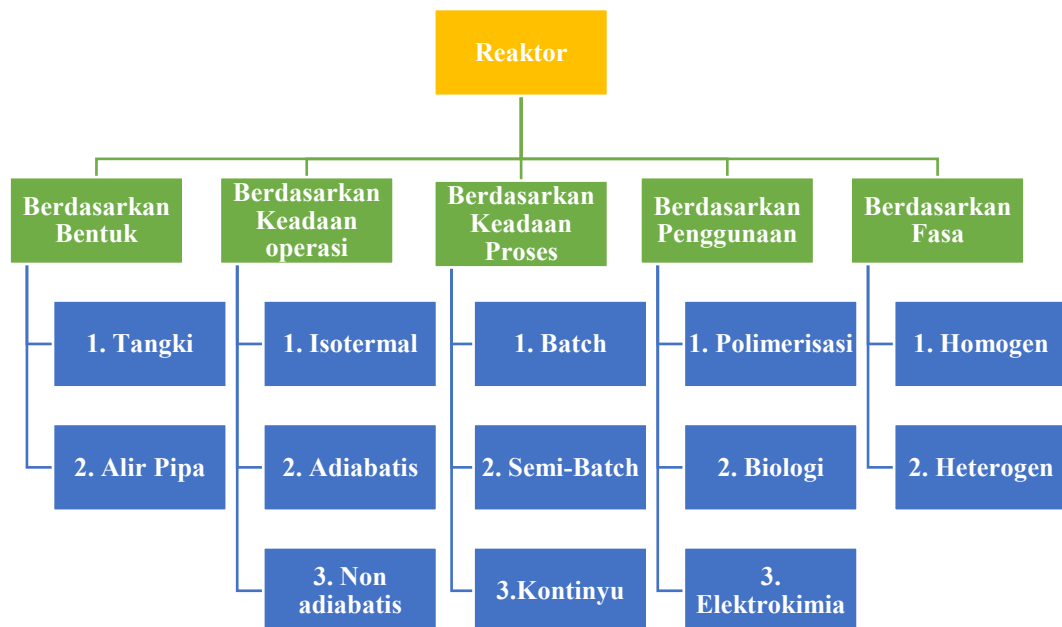
- a) Waktu tinggal
- b) Volum (V)
- c) Temperatur (T)
- d) Tekanan (P)
- e) Konsentrasi senyawa
- f) Koefisien perpindahan panas (h , U)

Secara umum terdapat dua jenis utama reaktor kimia yang dibedakan berdasarkan bentuknya, antar lain:

- Reaktor tangki atau bejana
- Reaktor pipa

Kedua jenis reaktor dapat dioperasikan secara kontinyu maupun partaian/batch. Biasanya, reaktor beroperasi dalam keadaan stabil namun kadang-kadang bisa juga beroperasi secara transien (berubah-ubah atau tidak stabil) (Ditia dkk, 2021). Biasanya keadaan reaktor yang transien adalah ketika reaktor pertama kali dioperasikan, misalnya: setelah perbaikan atau pembelian baru, di mana komponen produk masih berubah terhadap waktu. Biasanya bahan yang direaksikan dalam reaktor kimia adalah cairan dan gas, namun kadang-kadang ada juga padatan yang diikutkan dalam reaksi, misalnya: katalisator, *reagent inert*.

Tentu saja perlakuan terhadap bahan yang akan direaksikan akan berbeda-beda bergantung pada mekanisme reaksinya. Untuk memudahkan dalam mempelajari jenis-jenis reaktor kimia, maka jenis reaktor kimia dapat diklasifikasikan ke dalam beberapa klasifikasi, misalnya berdasarkan bentuk, keadaan proses, keadaan operasi, penggunaan, dan fasa. Sebenarnya klasifikasi ini dapat bermacam-macam dan bukan merupakan aturan baku, namun dalam makalah ini penulis mencoba untuk menggabungkan beberapa sumber sehingga diharapkan dapat lebih mudah dipahami. Lebih jelasnya klasifikasi tersebut dapat dilihat pada diagram berikut:



Gambar 1. Klasifikasi Reaktor Kimia

2. *Fixed Bed Reaktor*

Banyak reaksi yang terlalu lambat untuk menjadi layak secara komersial. Selama berabad-abad, telah diketahui bahwa penambahan bahan kimia tertentu dapat membuat suatu reaksi berlangsung pada tingkat kecepatan yang layak secara komersial. Bahan kimia itu disebut sebagai katalis. Katalis merupakan zat yang mempercepat reaksi tertentu menuju kesetimbangannya tetapi tetap tidak berubah setelah reaksi mencapai kesetimbangan. Sering kali katalis dan produk dapat berada dalam fase yang sama pada akhir reaksi. Artinya, katalis mencemari produk dan harus dihilangkan sebelum produk dijual. Biaya pemisahan katalis yang mahal dapat membuat produk secara komersial tidak layak.

Cara untuk mengatasi masalah pemisahan katalis di atas adalah dengan membuat katalis stasioner terhadap pembentukan produk, katalis tetap diam sementara fluida proses mengalir melewatinya. Katalis yang digunakan ialah katalis berbentuk solid dan harus memiliki produktivitas yang cukup untuk kelayakan ekonomi. Selain itu, katalis juga harus memiliki kekuatan yang cukup untuk menopang beratnya sendiri ketika ditampung dalam reaktor. Reaktor ini ialah *fixed bed reactor* atau reaktor unggun tetap.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor *fixed-bed* ialah reaksi heterogen (*fluid-solid*) dengan fluida biasanya berupa gas dan katalis sebagai *solid* (Gultekin, 2018). Reaksi fasa liquid juga dapat berlangsung di mana *pressure drop* yang terjadi bernilai kecil atau mendekati nol. Prinsip kerja *fixed bed reactor* ialah pengontakan langsung antara reaktan dengan partikel-partikel katalis. Reaktor ini biasanya digunakan untuk umpan yang mempunyai viskositas rendah.

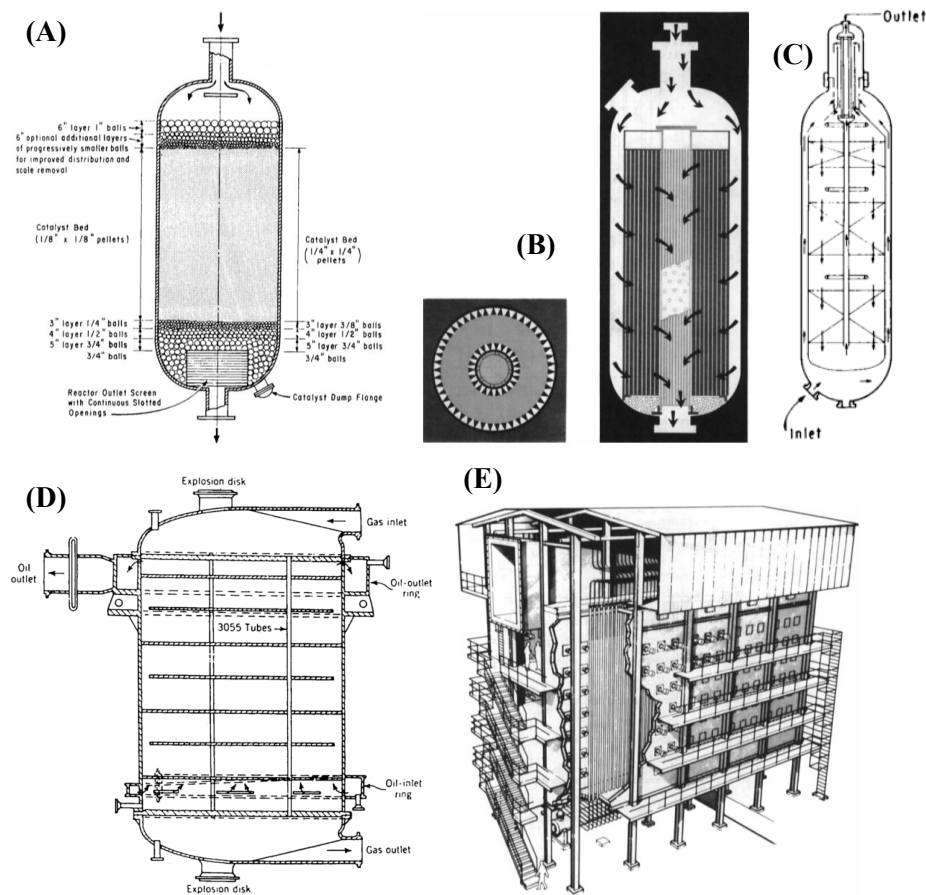
Keuntungan penggunaan *fixed bed reactor* adalah tidak perlunya pemisahan katalis dari keluaran reaktor. Selain itu, katalis solid dapat diregenerasi atau dikembalikan mendekati keadaan semula. Akan tetapi, produktivitas katalis menurun seiring dengan usia katalis dengan sebab yang sulit diketahui sehingga perlu diregenerasi secara rutin (Worstell, 2014). Proses yang terjadi di dalam katalis dapat dibagi menjadi beberapa tahapan antara lain:

- 1) Difusi reaktan dari *space* fluida menuju permukaan eksternal katalis lalu menuju ke pori-pori katalis.
- 2) Adsorpsi secara kimia oleh bagian aktif katalis.

- 3) Terjadi reaksi di bagian permukaan aktif katalis.
- 4) Desorpsi produk dari permukaan katalis.
- 5) Difusi produk dari pori-pori katalis menuju *space* fluida.

Fixed bed reactor biasanya digunakan untuk reaksi fase gas. Untuk reaksi fase gas, Rase (2013) membagi konfigurasi reaktor ini menjadi 5 jenis, yaitu *single adiabatic bed*, *radial flow*, *adiabatic beds in series with intermediate cooling or heating*, *multi tubular non adiabatic*, dan *direct-fired non adiabatic*. Klasifikasi reaktor tersebut beserta kegunaannya disajikan pada tabel berikut.

Klasifikasi	Kegunaan	Contoh
<i>Single adiabatic bed</i>	Untuk reaksi eksotermis atau endotermis moderat	<i>Mild hydrogenation</i>
<i>Radial flow</i>	Saat <i>pressure drop</i> yang rendah dibutuhkan	Stirena dari etil benzena
<i>Adiabatic beds in series with intermediate cooling or heating</i>	Konversi tinggi tetapi dibatasi kesetimbangan reaksi	Oksidasi SO ₂ <i>Catalytic reforming</i> Sintesis Amonia
<i>Multi tubular non adiabatic</i>	Untuk reaksi yang sangat eksotermis atau endotermis yang membutuhkan penjagaan temperatur	Oksidasi etilen
<i>Direct-fired non adiabatic</i>	Untuk reaksi yang sangat endotermis	<i>Steam reforming</i>



Fixed Bed Reactor: (A) Single Adiabatic (B) Radial Flow (C) Adiabatic in Series with Interstage Cooling/Heating (D) Multitubular non-adiabatic (E) Direct-fired non-adiabatic

3. Reaktor *Fixed Bed Tubular*

Reaktor *Fixed Bed Tubular* merupakan jenis reaktor heterogen yang menggunakan katalis padat yang ditempatkan secara tetap (*fixed*) di dalam sebuah tabung atau pipa tunggal berbentuk silinder. Reaktor ini dirancang untuk aliran reaktan melalui katalis yang diam di dalam tabung, biasanya dalam arah aksial (dari atas ke bawah atau sebaliknya). Reaktor ini umum digunakan untuk reaksi gas-gas atau gas-cair yang membutuhkan katalis, terutama pada proses-proses dengan volume produksi sedang dan kebutuhan kontrol suhu yang tidak terlalu ketat. Kelebihan dari reaktor ini antara lain adalah desainnya yang sederhana dan mudah dianalisis secara teknis, kehilangan katalis yang minim karena tidak terjadi perpindahan, serta cocok untuk operasi kontinu pada tekanan dan suhu tinggi.

Namun, karena hanya menggunakan satu tabung, luas area perpindahan panas terbatas sehingga pengendalian suhu reaksi menjadi kurang efisien, terutama untuk reaksi yang sangat eksotermis atau endotermis. Oleh karena itu, sistem pendinginan atau pemanasan biasanya diintegrasikan secara eksternal atau dengan jaket pada dinding luar reaktor.

Prinsip operasinya, reaktan dialirkan melalui bagian inlet menuju *bed* katalis di dalam tabung. Katalis tersebut akan memfasilitasi reaksi kimia sepanjang aliran reaktan di dalam reaktor. Konversi produk bergantung pada panjang reaktor, laju alir, suhu operasi, serta efisiensi katalis yang digunakan. Karena reaktor ini memiliki jalur tunggal untuk aliran reaktan, tekanan diferensial (*pressure drop*) relatif rendah, namun akumulasi panas dapat menjadi tantangan tersendiri tergantung pada kinetika reaksi. Secara umum, reaktor *Fixed Bed Tubular* banyak digunakan dalam industri kimia dan petrokimia untuk proses seperti *reforming*, *hydrogenation*, atau konversi gas-gas tertentu yang tidak membutuhkan skala produksi besar, namun membutuhkan reaktor dengan kestabilan dan keandalan tinggi.

4. Sistem Instrumen dan Kontrol pada Reaktor

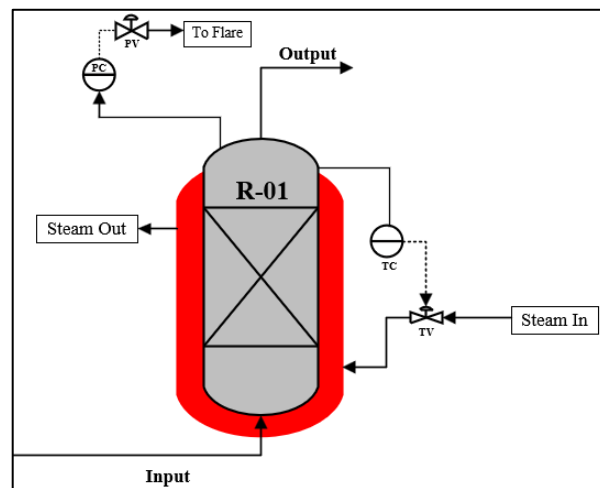
Dalam perancangan reaktor *tubular fixed bed* untuk proses dehidrogenasi etanol menjadi etil asetat, dibutuhkan pengendalian suhu dan tekanan yang presisi untuk menjaga reaktor tetap beroperasi dalam batas aman dan optimal. Oleh karena itu, ditambahkan sistem kontrol otomatis sebagai berikut:

- a. *Temperature Controller* (TC)
 - 1) Reaksi berlangsung eksotermis → suhu harus dijaga agar tidak terjadi *runaway reaction*.
 - 2) Digunakan *Thermocouple* atau RTD untuk mengukur suhu di dalam reaktor.
 - 3) *Temperature Controller* (TC) akan mengatur aliran fluida pendingin (*cooling jacket*) berdasarkan suhu reaktor.

Jika suhu melebihi batas, sistem pendingin otomatis meningkat.

b. *Pressure Controller (PC)*

- 1) Proses menghasilkan gas H_2 → tekanan bisa naik jika aliran terganggu.
- 2) Pressure sensor (*transmitter*) diletakkan pada keluaran reaktor.
- 3) *Pressure Control Valve (PCV)* mengatur tekanan gas keluar untuk mencegah *overpressure*.



Gambar 2. Sistem Instrumen dan Kontrol pada Reaktor

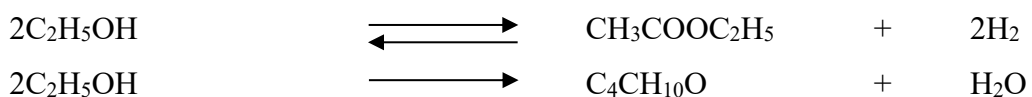
5. Desain Tubular Fixed Bed Reactor pada Proses Dehidrogenasi

Pra rancangan pabrik pembuatan Etil Asetat terjadi reaksi pelepasan hidrogen yang berupa proses hidrogenasi dengan menggunakan reaktor tipe *fixed bed reactor*. Proses pembuatan berlangsung secara kontinu dengan kapasitas 54.000 ton/tahun, sehingga dilakukan perancangan reaktor sebagai berikut:

Menghitung Konsentrasi Mula-mula

Berdasarkan WO 173679 A2 (2024), reaksi nya adalah

Reaksi:



a. *Volumetric Flowrate* Umpan, Q_f

$$Q_f = \frac{M_{fr}}{\rho_c}$$

b. **Menghitung Kinetika Reaksi**

Perhitungan nilai kinetika reaksi didasarkan pada teori tumbukan (*collision theory*) yang dijadikan sebagai dasar perhitungan pada tiap reaksinya. Berdasarkan teori tumbukan, jumlah molekul produk yang terbentuk per waktu per unit volume, atau laju reaksi, adalah sama dengan jumlah tumbukan dikalikan dengan faktor f . Pada reaksi gas seperti $A + B \rightarrow C + D$, dapat dinyatakan secara matematis sebagai berikut.

$$r = z f$$

Dimana z adalah jumlah tumbukan antara molekul A dan B dalam 1 cm³ dari campuran reaktan per detik. Berdasarkan teori kinetika untuk tumbukan molekul A dengan molekul B (dengan asumsi bahwa molekul merupakan benda padat), jumlah tumbukan dapat dihitung dengan persamaan berikut (Levenspiel, 1998).

$$-r_A = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

Dari hukum Maxwell mengenai distribusi energi molekul, fraksi tumbukan antara dua molekul adalah yang lebih besar dari E minimum. Dikarenakan reaksi merupakan jenis reaksi orde pertama maka rumusnya adalah

$$k_1 = (\sigma_A) \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} \right)} e^{-E/RT}$$

c. Menghitung Berat Katalis

Perhitungan berat katalis digunakan untuk menentukan volume pada reaktor

a) Menghitung Berat Katalis :

$$F_{Ao} \frac{dX}{dW} = -r'_A$$

$$W = F_{Ao} \int_0^x \frac{dX}{-r'_A} \quad \text{dimana } -r'_A = -r_A / \rho_k$$

$$W = F_{Ao} \cdot \Gamma_k \int_0^{0,43} \frac{dX}{-r_A}$$

$$W = F_{Ao} \cdot \Gamma_k \int_0^{0,43} \frac{dX}{k_1 [CA_0(1-XA)]^2 - \left(\frac{1}{2} \cdot CA_0 \cdot XA \right) \cdot \frac{(2CA_0 \cdot XA)^2}{K_c} + k_2 (CA_0(1-XB))^2}$$

Dimana

$$K_c = (CB \cdot CH_2) / CA_2$$

Penyelesaian integral menggunakan program numerik scilab

Nilai Integral Persamaan 1

```

1 // Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis
2 clc;
3 clear;
4 disp("Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis Reaksi Dehidrogenasi Etanol");
5
6 // Parameter reaksi
7 k = 0.029; // Konstanta laju (1/s)
8 CA0 = 0.2280; // Konsentrasi awal (kmol/m3)
9 epsilon = 1; // Ekspansi volume gas
10
11 // Fungsi integral
12 function c = f1(xa)
13     c = 1 ./ (k * CA0 * ((1 - xa) ./ (1 + epsilon * xa)));
14 endfunction
15
16 // Batas integrasi
17 a = 0; // Konversi awal
18 b = 0.47; // Konversi akhir
19
20 // Hitung nilai integral numerik
21 integral = intg(a, b, f1);
22
23 disp("Nilai integral persamaan 1 = " + string(integral));
24
25

```

Scilab 2025.1.0 Console

```

"Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis Reaksi Dehidrogenasi Etanol"
"Nilai integral persamaan 1 = 120.95532"
-->

```

Nilai Integral Persamaan 2

```

1 // Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis
2 clc;
3 clear;
4 disp("Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis Reaksi Dehidrogenasi Etanol");
5
6 // Parameter reaksi
7 k = 0.03; // Konstanta laju (1/s)
8 CA0 = 0.1208; // Konsentrasi awal (kmol/m3)
9 epsilon = 0; // Ekspansi volume gas
10
11 // Fungsi integral
12 function c = f1(xa)
13     c = 1 ./ (k * CA0 * ((1 - xa) ./ (1 + epsilon * xa)));
14 endfunction
15
16 // Batas integrasi
17 a = 0; // Konversi awal
18 b = 0.80; // Konversi akhir
19
20 // Hitung nilai integral numerik
21 integral = intg(a, b, f1);
22
23 disp("Nilai integral persamaan 1 = " + string(integral));
24
25

```

Scilab 2025.1.0 Console

```

"Program Integral untuk Menghitung Berat Katalis Reaksi Dehidrogenasi Etanol"
"Nilai integral persamaan 1 = 8.4048586"
-->

```

Maka didapatkan perhitungan menghitung massa katalis yaitu

$$W = F_{AO} \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \times r_K \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \text{nilai integral} \frac{\text{m}^3 \cdot \text{s}}{\text{kmol}}$$

b) Menghitung *residence time* (τ) :

Volumetric reaktor

$$V_k = W_{\text{total}} / r_{\text{total}}$$

Sehingga Residence timenya adalah

$$t = V_k / Q$$

Sehingga volume reaktor total (V_R) adalah

$$V_R = V_k + V_r$$

d. Menghitung Desain Reaktor

Perhitungan desain reaktor didasarkan pada persamaan Petter (2003)

a) Menghitung Menentukan Ukuran Kolom Reaktor

- Diameter Reaktor, D_R

Volume *Silinder*, V_s

$$\begin{aligned} V_s &= (\pi/4) D^2 H_s \\ &= 5/8 (\pi D^3) \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } H_s = 5/2 D$$

Volume *Ellipsoidal*, V_e

$$\begin{aligned} V_e &= (\pi/6) D^2 H_e \\ V_e &= (1/24) \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } H_e = 1/4 D$$

Volume Total, V_R

$$\begin{aligned} V_R &= V_s + 2V_e \\ V_R &= 5/8 \cdot \pi D^3 + 2 (1/24) \pi \cdot D^3 \\ V_R &= 5/8 \cdot \pi D^3 + 2/24 \cdot \pi D^3 \\ V_R &= 2,2242 D^3 \end{aligned}$$

Maka dapat dicari,

Diameter Reaktor, D_R

$$D_R = \left(\frac{V_R}{2,2242} \right)^{1/3}$$

Didapatkan tinggi reaktor yaitu,

Tinggi Reaktor, H_R

$$H_R = H_s + 2H_e$$

b) Menentukan Tebal Dinding Reaktor, t

- Tebal Dinding *Ellipsoidal Head*

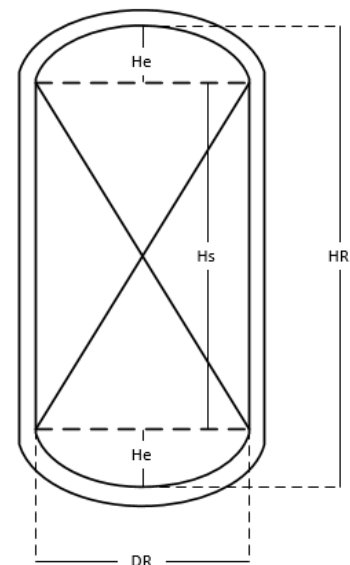
$$t = \frac{P \cdot D_a}{2SE - 0,2 \cdot P} + C$$

(Peters, 1991)

Didapatkan menghitung tebal dinding silinder yaitu

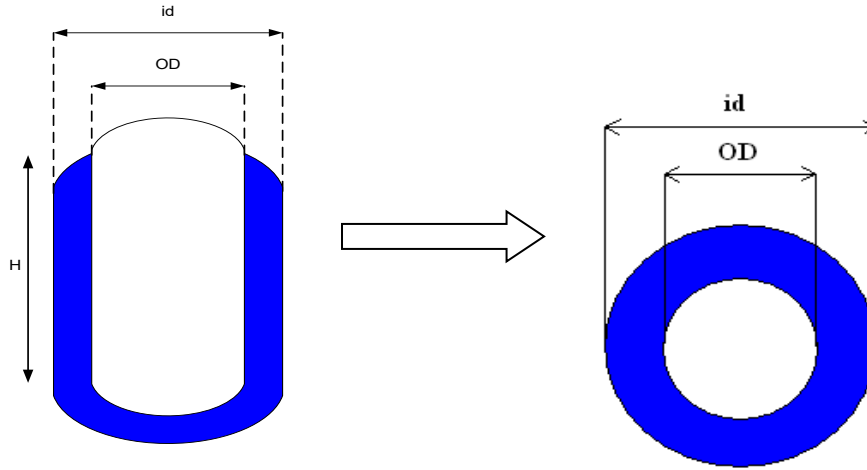
$$t = \frac{Pr_j}{2SE - 0,6P} + C$$

c) Menentukan *Outside Diameter* Reaktor, OD



$$OD = ID + 2.t_s$$

d) Menentukan Ketebalan Jaket



Volume Jaket

= *Vol.Flowrate* x Residence Time

$$V_{\text{Jaket}} = (\text{Volume Reaktor} + \text{Jaket}) - (\text{Volume Reaktor})$$

$$V_{\text{Reaktor} + \text{Jaket}} = \frac{1}{4}\pi(ID)^2H + (2)\frac{1}{24}\pi(ID)^3$$

$$V_{\text{Reaktor}} = \frac{1}{4}\pi(OD)^2H + (2)\frac{1}{24}\pi(OD)^3$$

Maka :

$$V_{\text{Jaket}} = \left(\frac{1}{4}\pi(id)^2H + (2)\frac{1}{24}\pi(id)^3 \right) - \left(\frac{1}{4}\pi(OD)^2H + (2)\frac{1}{24}\pi(OD)^3 \right)$$

$$V_{\text{Jaket}} = \frac{1}{4}\pi H(id^2 - OD^2) - \frac{1}{12}\pi(id^3 - OD^3)$$

Untuk mencari Id kita asumsikan nilai Id sama dengan nilai V jaket maka didapatkan,

$$\text{Tebal Jaket} = Id - O$$

Pressure Drop

Berdasarkan persamaan Ergun di buku *Peter* (persamaan 16–23), diperoleh rumus yang digunakan untuk menghitung *pressure drop* adalah :

$$G = \frac{W_T}{(0,25 \times \pi \times D^2)}$$

Didapatkan persamaan berupa

$$\frac{\Delta P}{h} = \frac{G^2}{\rho_G \times g_c \times d_p} \times \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \times \left[\frac{150 \times (1-\phi)\mu}{d_p G} + 1,75 \right]$$

DAFTAR PUSTAKA

- Ditia, A., Bardant, T.B., Utami, A.R.I., Maryana, R., Irawan, Y., Muryanto, M., Triwahyuni, E. and Sudiyani, Y. 2021. Telaah Potensi Penerapan Teknologi Terkini pada Hidrolisis Selulosa dengan Sistem Pengendalian Terintegrasi dalam Proses Bioetanol G2. *Jurnal Selulosa*. Vol. 11(01): 21-38.
- Gültekin, S. and Kalbekov, A. 2017. Effect of Back Mixing on The Performance of Tubular-Flow Reactors. *Int. J. Dev.* Vol. 7(9): 15684-15685.
- Levenspiel, O. 1998. *Chemical Reaction Engineering*. John wiley & sons.
- Nahara, A.R., Mustafa, A.A. and Zuchrillah, D.R. 2021. Pemilihan Jenis Reaktor pada Proses Mixed Acid Route di Pabrik Pupuk NPK. *Jurnal Teknik ITS*. Vol. 10(2): F250-F257.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D. and West, R.E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Vol. 4). New York: McGraw-Hill.
- Rase, H.F. 2013. *Fixed-bed Reactor Design and Diagnostics: Gas-Phase Reactions*. Butterworth-Heinemann.
- Worstell, J., 2014. *Adiabatic Fixed-Bed Reactors: Practical Guides in Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann