

**PRARANCANGAN PABRIK METIL SALISILAT DARI ASAM
SALISILAT DAN METANOL KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan
Pendidikan Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

OLEH:

SARTIKA DEWI RUDY 431 20 029
MUTHIAH LATHIFA 431 20 033

PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
2024

HALAMAN PENGESAHAN

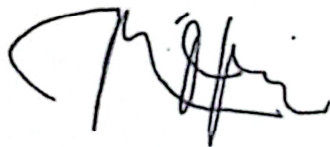
Skripsi ini dengan judul **“Prarancangan Pabrik Metil Salisilat Dari Asam Salisilat Dan Metanol Kapasitas 2.500 Ton/Tahun.”** oleh Sartika Dewi Rudy, Nim 431 20 029 dan Muthiah Lathifa, Nim 431 20 033 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 25 September 2024

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



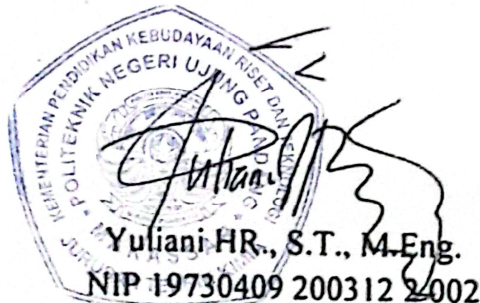
Dr. Ridhawati, S.T., M.T.
NIP. 19760419 200501 2 002



Drs. Herman Bangngalino, M.T.
NIP. 19610831 199003 1 002

Mengetahui,

**Koordinator Program Studi
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan,**








Yuliani HR., S.T., M.Eng.
NIP 19730409 200312 2002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari Rabu Tanggal 25 September 2024, tim penguji ujian sidang skripsi Prarancangan Pabrik telah menerima dengan baik hasil ujian sidang skripsi Prarancangan Pabrik oleh Mahasiswa SARTIKA DEWI RUDY 43120029 dan MUTHIAH LATHIFA 43120033 dengan judul **Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Asam Salisilat dan Metanol Kapasitas 2.500 Ton /Tahun.**

Makassar, 25 September 2024

Tim penguji ujian sidang skripsi :

- | | | |
|----------------------------------|------------|---|
| 1. Ir. Irwan Sofia, M.Si. | Ketua | (...  ...) |
| 2. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. | Sekretaris | (...  ...) |
| 3. Fajar HR, S.T., M.Eng | Anggota | (...  ...) |
| 4. Dr. Ridhawati, S.T., M.T. | Anggota | (...  ...) |
| 5. Drs. Herman Banggalino, M.T. | Anggota | (...  ...) |



KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah subhanahu wa ta'ala karena atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya, penulisan skripsi prarancangan pabrik berjudul “Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Asam Salisilat dan Metanol Kapasitas 2.500 ton/tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Dalam penyusunan proposal ini penulis banyak mendapatkan saran, dorongan, bimbingan, dan masukan yang bersifat membangun demi selesainya Skripsi Prarancangan Pabrik ini. Sehubungan dengan itu, pada kesempatan dan melalui lembaran ini penulis menyampaikan terima kasih dan penghargaan kepada:

1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang;
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang;
3. Ibu Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan;
4. Ibu Ridhawati, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang dan Pembimbing I dalam penyusunan Skripsi Prarancangan Pabrik, atas ilmu, arahan, dan bimbingannya;
5. Bapak Drs. Herman Bangngalino, M.T. selaku Pembimbing II dalam penyusunan Skripsi Prarancangan Pabrik, atas ilmu, arahan, dan bimbingannya;

6. Staf Jurusan Teknik Kimia atas segala dukungan dan bimbingan yang telah diberikan;
7. Kedua Orang Tua tercinta yang telah memberikan doa, dukungan, materi, dan cinta kepada penulis;
8. Teman-teman seperjuangan “Arrhenius” yang telah kebersamai dan memberikan dukungan;
9. Teman-teman UKM Sepak Bola PNUP yang telah memberikan motivasi dan dukungan kepada penulis;

Penulis menyadari bahwa skripsi ini belum sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritikan dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan skripsi ini dan demi perbaikan pada masa mendatang. Semoga skripsi prarancangan pabrik ini bermanfaat bagi pembacanya.

Makassar, 17 September 2024

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	hal. i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PENERIMAAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR SIMBOL	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
SURAT PERNYATAAN	xviii
RINGKASAN	xx
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Kapasitas Rancangan	3
1.3. Penentuan Lokasi Pabrik	8
1.4. Tinjauan Pustaka	11
1.4.1 Metil Salisilat	11
1.4.2 Bahan Baku	12
1.4.3 Bahan Pendukung	14
1.4.4 Pemilihan Proses	17
BAB II DESKRIPSI PROSES	22
2.1. Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung	22

2.1.1 Spesifikasi Produk	22
2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku	23
2.1.3 Metil Salisilat	24
2.2. Konsep Proses	26
2.3. Langkah Proses	30
2.3.1 Tahapan Penyiapan Bahan Baku	30
2.3.2 Tahapan Sintesis Metil Salisilat	31
2.3.3 Tahapan Pemurnian Produk	31
BAB III NERACA MASSA	32
3.1 Mixer (M-01)	33
3.2 Reaktor (R-01)	33
3.3 SEPARATOR DRUM (SP-01)	34
3.4 MENARA DESTILASI (MD-01)	34
3.5 MIXER (M-02)	35
3.6 SEPARATOR DRUM (SP-02)	35
3.7 SEPARATOR DRUM (SP-03)	36
3.8 DEKANTER (D-01)	36
BAB IV NERACA PANAS	37
4.1 Mixer (M-01)	38
4.2 Reaktor (R-01)	38
4.3 Separator Drum (SP-01)	40
4.4 Menara Destilasi (MD-01)	40
4.5 Mixer (M-02)	42
4.6 Separator Drum (SP-02)	42

4.7 Separator Drum (SP-03)	43
4.8 Dekanter (D-01)	43
BAB V SPESIFIKASI ALAT	44
5.1 Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)	44
5.2 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)	45
5.3 Tangki Penyimpanan Metil Salisilat (T-03)	46
5.4 Silo Asam Salisilat (S-01)	47
5.5 Silo Natrium Bikarbonat (S-02)	47
5.6 Silo Kalsium Klorida (S-03)	48
5.7 Mixer 1	48
5.8 Mixer 2	49
5.9 Reaktor 1	50
5.10 Menara Distilasi	51
5.11 Separator 1	52
5.12 Separator 2	53
5.13 Separator 3	53
5.14 Unit <i>Heat Exchanger</i>	54
5.15 Dekanter (D-01)	58
5.16 Pompa	59
BAB VI UTILITAS	61
6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	61
6.2 Unit Pembangkit <i>Steam (Steam Generation System)</i>	73
6.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	74
6.4 Unit Penyedia Udara Tekan	75

6.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	76
6.6 Unit Pengolahan Limbah	76
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	78
7.1 Instrumentasi	78
7.2 Keselamatan kerja	80
BAB VIII MANAJEMEN ORGANISASI PERUSAHAAN	86
BAB IX LAY OUT/ TATA LETAK PABRIK	100
9.1 Lokasi Pabrik	100
9.2 Tata Letak Pabrik	105
9.3 Estimasi Area Pabrik	108
9.4 Tata Letak Alat Proses	109
BAB X EVALUASI EKONOMI	111
10.1 Penaksiran Harga	112
10.2 Penentuan Investasi Modal Total (TCI)	112
10.3 Penentuan Total Biaya Produksi (TPC)	115
10.4 <i>General Expense</i>	117
10.5 Total Penjualan	118
BAB XI KESIMPULAN	121
DAFTAR PUSTAKA	121

DAFTAR GAMBAR

	Hal.
Gambar 1.1. Konsumsi Metil Salisilat di Indonesia.....	6
Gambar 1.2. Lokasi Pabrik.....	9
Gambar 6.1 Diagram Alir Pengolahan Air	63
Gambar 6.2 Pengolahan Air Limbah Pabrik Metil Salisilat	77
Gambar 9.1. Lokasi Pabrik.....	103
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik	108
Gambar 9.3. Tata Letak Alat Proses.....	110



DAFTAR TABEL

	Hal.
Tabel 1.1 Kapasitas Produksi Metil Salisilat di Berbagai Negara.....	3
Tabel 1.2 Harga Produk dan Bahan Baku.....	4
Tabel 1.3 Data Impor Metil Salisilat di Indonesia.....	4
Tabel 1.4 Data Ekspor Metil Salisilat di Indonesia.....	5
Tabel 1.5 Data Konsumsi Metil Salisilat di Indonesia.....	5
Tabel 1.6 Konsumen Metil Salisilat di Indonesia.....	7
Tabel 1.7 Data Perbandingan Proses Produksi	19
Tabel 2.1 Harga ΔH_f° Komponen	28
Tabel 2.2 Harga ΔG_f° Komponen	28
Tabel 3.1 Neraca Massa Mixer (M-01).....	33
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	33
Tabel 3.3 Neraca Massa Separator Drum (SP-01).....	34
Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01).....	34
Tabel 3.5 Neraca Massa Mixer (M-02).....	35
Tabel 3.6 Neraca Massa Separator Drum (SP-02).....	35
Tabel 3.7 Neraca Massa Separator Drum (SP-03).....	36
Tabel 3.8 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	36
Tabel 4.1 Kapasitas Panas.....	37
Tabel 4.2 Neraca Panas Mixer (M-01).....	38
Tabel 4.3 Neraca Panas Heater (HE-01).....	38
Tabel 4.4 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	39

Tabel 4.5 Neraca Panas <i>Cooler</i> (C-01).....	39
Tabel 4.6 Neraca Panas Separator Drum (SP-01).....	40
Tabel 4.7 Neraca Panas <i>Heater</i> (H-02).....	40
Tabel 4.8 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01).....	41
Tabel 4.9 Neraca Panas <i>Cooler</i> (C-02).....	41
Tabel 4.10 Neraca Massa Mixer (M-02).....	42
Tabel 4.11 Neraca Panas Separator Drum (SP-02).....	42
Tabel 4.12 Neraca Panas Separator Drum (SP-03).....	43
Tabel 4.13 Neraca Panas Dekanter (D-01).....	43
Tabel 5.1 Kondisi Operasi Heater (HE-01).....	55
Tabel 5.2 Kondisi Operasi Heater (HE-02).....	56
Tabel 5.3 Kondisi Operasi <i>Cooler</i> (C-01).....	57
Tabel 5.4 Kondisi Operasi <i>Cooler</i> (C-02).....	58
Tabel 5.5 Spesifikasi Alat Pompa.....	59
Tabel 6.1 Kebutuhan Air Tiap Jam.....	62
Tabel 8.1 Sistem Penggajian Karyawan.....	96
Tabel 8.2 Pergantian shift selama 10 hari.....	99
Tabel 9.1 Perincian Luas Area Pabrik Metil Salisilat.....	108

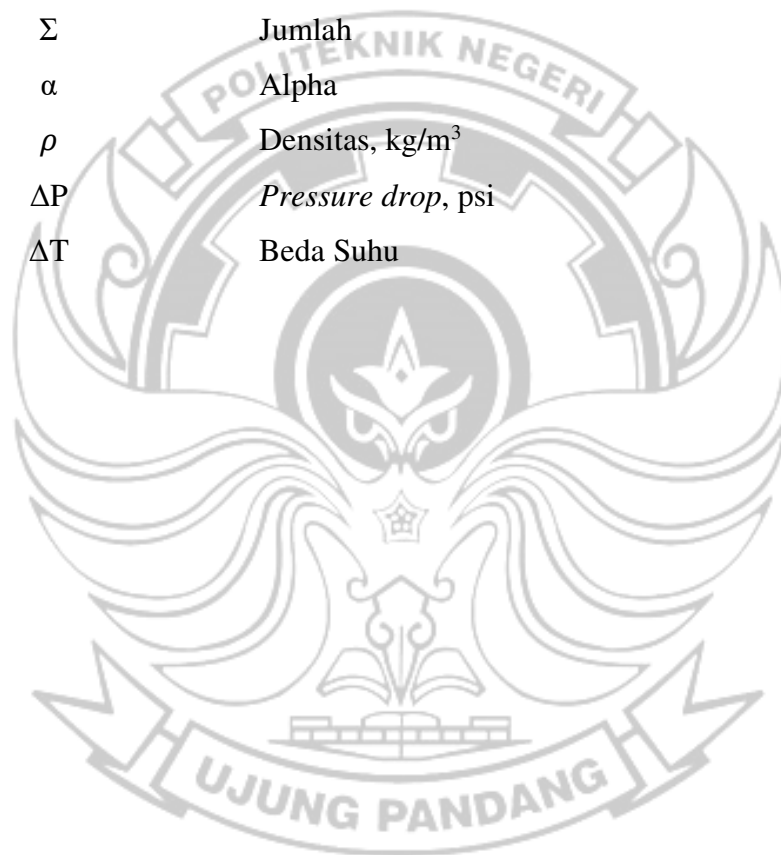
DAFTAR SIMBOL

SIMBOL	KETERANGAN
A	Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
AC	Accumulator
AE	<i>Anion Exchanger</i>
B	<i>Boiler</i>
BB	Tangki Bahan Bakar
BEP	<i>Break Event Point</i>
BC	<i>Belt Conveter</i>
BE	<i>Bucket Elevator</i>
BHP	<i>Break Horse Power, HP</i>
BK	Bak Koagulasi
BM	Berat Molekul, Kg/kmol
BPA	Bak Pengendapan Awal
C	Faktor korosi, in
C-	<i>Cooler</i>
C _A	Konsentrasi zat A, kmol/L
C _{A0}	Konsentrasi zat mula-mula, kmol/L
CD	Kondensor
CL	Clarifier
C _p	Kapasitas Panas, Btu/lb
D	Diameter, m, in
DAE	Deaerator
DMC	<i>Direct Manufacturing Cost</i>
Dopt	Diameter Optimum
DPC	<i>Direct Plant Cost</i>
E	<i>Effisiensi</i> pengelasan
E _a	Harga alat dengan kapasitas diketahui
E _b	Harga alat dengan kapasitas dicari

EC	<i>Equipment Cost</i>
Ex	Harga alat untuk tahun x
Ey	Harga alat untuk tahun y
F	<i>Allowable stress</i>
Fv	Kecepatan volumetric, m ³ /jam
FC	<i>Flow Control</i>
FCI	<i>Fixed Capital Investment</i>
G	Gravitas, m ² /s
GE	<i>General Expenses</i>
GN	Generator
Gpm	Gallon per menit
H	Tinggi, m, in, ft
H	Hopper
H	<i>Head pump</i>
HE	<i>Heater</i>
Hi	Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, btu/j.ft.F
hio	Koefisien perpindahan panas, btu/j.ft.F
ID	Diameter dalam, in, m, ft
IMC	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>
KE	<i>Kation Exchanger</i>
Kw	Kilo Watt
L	Panjang, m,in,ft
Le	Panjang <i>elbow</i> , ft
M	Massa, kg
M	Mixer
MD	Menara Destilasi
N	Kecepatan putaran pengaduk, rpm
N	Jumlah pengaduk
Nre	<i>Reynold Number</i>
Ns	<i>Spesific head</i>

OD	Diameter luar, in
P	Tekanan, atm
P	Power, HP
P	Pompa
P	Panjang
PC	<i>Pressure Control</i>
POT	<i>Pay Out Time</i>
PU	Pompa Utilitas
Q	Panas, Btu/jam
Qt	Panas total
R	Jari-jari, m
R	Reaktor
RB	Reboiler
ROI	<i>Return Of Investment</i>
S	Silo
S	Total penjualan
Sch	<i>Schedule</i>
SDP	<i>Shut Down Point</i>
SF	<i>Sand Filter</i>
SP	Separator Drum
SVC	Biaya semi variabel
T	Suhu
T	Tangki Penyimpanan
T	Waktu, menit, jam
TC	<i>Temperatur Control</i>
TCI	<i>Total Capital Investment</i>
Th	Tebal <i>head</i> , in
TPC	<i>Total Production Cost</i>
Ts	Tebal <i>Shell</i> , in
TU	Tangki Utilitas
UT	Tangki Udara Tekan

VC	Biaya Variabel
Vw	Volume terkoreksi
W	Lebar <i>Baffle</i> , in
W	Jumlah air yang diolah
Ws	Power yang dibutuhkan, hp
ZI	Tinggi cairan, in,m, ft
μ	Viskositas, Cp
η	Effisiensi pompa
Σ	Jumlah
α	Alpha
ρ	Densitas, kg/m ³
ΔP	<i>Pressure drop</i> , psi
ΔT	Beda Suhu



DAFTAR LAMPIRAN

	Hal.
Lampiran A Perhitungan Neraca Massa	LA-1
Lampiran B Perhitungan Neraca Panas.....	LB-18
Lampiran C Perhitungan Spesifikasi Alat.....	LC-41
Lampiran D Perhitungan Utilitas.....	LD-260
Lampiran E Analisa Ekonomi.....	LE-309



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Sartika Dewi Rudy

NIM : 431 20 029

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul “Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Asam Salisilat dan Metanol Kapasitas 2.500 ton/tahun” merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi prarancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung risiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 25 September 2024



Sartika Dewi Rudy
431 20 029

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Muthiah Lathifa

NIM : 431 20 033

menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini, yang berjudul “Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Asam Salisilat dan Metanol Kapasitas 2.500 ton/tahun” merupakan gagasan, hasil karya saya sendiri dengan arahan pembimbing, dan belum pernah juga diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi prarancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya tersebut di atas tidak benar, saya siap menanggung risiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 25 September 2024



Muthiah Lathifa
431 20 033

PRARANCANGAN PABRIK METIL SALISILAT DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

RINGKASAN

Metil salisilat ($C_8H_8O_3$) merupakan bahan aktif dalam obat-obatan pada industri farmasi. Aroma dan rasa yang khas juga digunakan dalam industri makanan, minuman, dan kosmetik. di Indonesia, produk metil salisilat diperoleh dengan cara mengimpor dari negara lain untuk memenuhi kebutuhan akan metil salisilat. Pabrik metil salisilat ini dirancang untuk kapasitas 2.500 ton/tahun yang dioperasikan selama 330 hari dalam setahun.

Metil salisilat diproduksi menggunakan asam salisilat dan metanol dengan cara esterifikasi dan asam sulfat sebagai katalis. Reaksi berlangsung pada suhu $63^{\circ}C$ pada tekanan 1 atm dan berlangsung pada keadaan eksotermis. Produk dipisahkan menggunakan separator drum dan decanter, sedangkan destilasi untuk memisahkan metanol yang akan digunakan kembali.

Kebutuhan bahan baku sebanyak 2.752,53 kg/jam, air yang digunakan sebanyak 86.461.092,252 kg/tahun, listrik 5.260.049 kW/tahun, bahan bakar 334.013.745 kg/tahun, serta kebutuhan *steam* 7.890.073,5 kg/tahun. Reaktor yang digunakan memiliki diameter 2,06 m dan tinggi 3,09 m dan jenis separator yang digunakan separator cyclone. Untuk pendirian dan pengoperasian pabrik ini diperlukan modal tetap sebesar Rp. 194.748.829.974, modal kerja sebesar Rp. 83.463.784.275, biaya produksi sebesar Rp. 192.316.500.066, pengeluaran umum sebesar Rp. 17.308.485.006, profit sebelum pajak sebesar Rp. 45.183.525.774, profit setelah pajak sebesar Rp. 31.628.468.042, POT sebelum pajak 3,04 tahun, POT setelah pajak 4 tahun, BEP sebesar 58,33% kapasitas, ROI sebelum pajak 22,84%, ROI setelah pajak 16%, dan SDP sebesar 18,74%. Untuk pengolahan air terdiri atas pengendapan awal, koagulasi-flokulasi, klarifikasi, penyaringan, dan demineralisasi. Untuk pengolahan air limbah terdiri atas *screening*, pengendapan awal, koagulasi, klarifikasi dan penyaringan. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur dengan luas area 16.460 m² dan jumlah tenaga kerja sebanyak 100 orang.

PRELIMINARY DESIGN OF A METHYL SALICYLATE PLANT FROM SALICYLIC ACID AND METHANOL WITH A CAPACITY OF 2,500 TONS/YEAR

SUMMARY

Methyl salicylate ($C_8H_8O_3$) is an active ingredient in pharmaceuticals in the pharmaceutical industry. The distinctive aroma and flavor are also used in the food, beverage, and cosmetics industries. In Indonesia, methyl salicylate products are obtained by importing from other countries to meet the demand for methyl salicylate. This methyl salicylate plant is designed with a capacity of 2,500 tons/year and operates for 330 days a year.

Methyl salicylate is produced using salicylic acid and methanol through esterification, with sulfuric acid as the catalyst. The reaction occurs at a temperature of 63°C at a pressure of 1 atm and proceeds in an exothermic state. Products are separated using a drum separator and decanter, and distillation to separate methanol for reuse.

The raw material requirement is 2,752.53 kg/hour, the water used is 86,461,092.252 kg/year, electricity 5,260,049 kW/year, fuel 334,013,745 kg/year, and the steam requirement is 7,890,073.5 kg/year. The reactor used has a diameter of 2.06 m and a height of 3.09 m, and the type of separator used is a cyclone separator. For the establishment and operation of this factory, a fixed capital of Rp. 194,748,829,974, working capital of Rp. 83,463,784,275, production costs of Rp. 192,316,500,066, general expenses of Rp. 17,308,485,006, profit before tax of Rp. 45,183,525,774, profit after tax of Rp. 31,628,468,042, payback period (POT) before tax of 3.04 years, payback period (POT) after tax of 4 years, break-even point (BEP) of 58.33% capacity, return on investment (ROI) before tax of 22.84%, return on investment (ROI) after tax of 16%, and sales to debt ratio (SDP) of 18.74% are required. For water treatment, it consists of initial sedimentation, coagulation-flocculation, clarification, filtration, and demineralization. For wastewater treatment, it consists of screening, initial sedimentation, coagulation, clarification, and filtration. This factory is planned to be established in Kutai Kartanegara, East Kalimantan, covering an area of $16,460\text{ m}^2$ and employing 100 workers.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia telah melakukan berbagai pengembangan dalam segala bidang, utamanya pada bidang industri kimia. Pembangunan industri bertujuan untuk meningkatkan daya tahan perekonomian nasional, memperkuat struktur ekonomi nasional, dan memperbanyak lapangan pekerjaan, serta memenuhi kebutuhan produk kimia yang belum bisa dihasilkan sendiri. Pada era globalisasi ini, Indonesia masih mengimpor kepada negara lain dalam pemenuhan kebutuhan bahan baku sebagian atau seluruhnya, terutama produk yang akan diolah kembali menjadi berbagai macam produk jadi (Herni, 2022).

Asam salisilat merupakan bahan kimia yang penting dalam kehidupan sehari-hari dengan nilai ekonomis yang tinggi karena digunakan dalam bahan tambahan pada pembuatan obat-obatan seperti analgesik dan antiseptik. Asam salisilat memiliki rumus molekul C_6H_4COHOH dengan bentuk kristal kecil berwarna merah muda terang hingga kecokelatan, memiliki berat molekul 138,123 g/mol, titik didih $156^{\circ}C$, dan densitas 1,443 g/ml pada suhu $25^{\circ}C$. Asam salisilat ini memiliki turunan yang banyak digunakan dalam berbagai bidang, salah satunya adalah metil salisilat atau yang biasa dikenal sebagai minyak gandapura yang memiliki banyak manfaat seperti obat anti inflamasi non steroid (NSAID) golongan salisilat untuk menghilangkan nyeri pada pinggang, panggul, dan

rematik, bahan untuk formula keratolitik atau anti flak pada obat kumur, bahan perasa dengan kadar $<0.04\%$, bahan pewangi pada pestisida golongan organofosfat, dan memperjelas warna dari jaringan tanaman ataupun binatang pada keperluan imunohistokimia (Priambodo *et al.*, 2019).

Metil salisilat dapat diperoleh melalui reaksi esterifikasi, prinsip esterifikasi yaitu reaksi antara asam karboksilat dengan alkohol yang bersifat *reversible*, sehingga untuk menghasilkan rendemen metil salisilat yang tinggi kesetimbangannya harus digeser kearah metil salisilat dengan menggunakan metanol secara berlebih. Penggunaan metanol yang berlebih digunakan sebagai pereaksi dan pelarut (Priambodo *et al.*, 2019). Efisiensi penggunaan metanol dalam produksi metil salisilat penting untuk meningkatkan efisiensi dan mengurangi biaya operasional. Dalam proses esterifikasi metanol dengan asam salisilat, metanol yang digunakan secara berlebih dan tidak bereaksi dilepaskan dan dialirkan kembali ke dalam reaktor untuk mengoptimalkan reaksi konversi dan mengurangi kebutuhan bahan baku (Halimah, 2024).

Akan tetapi, kebutuhan metil salisilat di Indonesia mengalami peningkatan setiap tahunnya, akan tetapi sampai saat ini dalam pemenuhan kebutuhan tersebut Indonesia masih bergantung pada negara lain dengan cara mengimpor. Dalam mengatasi ketergantungan itu, pendirian pabrik metil salisilat di Indonesia merupakan solusi yang sangat tepat karena mencapai tujuan pembangunan industri dan mempunyai peluang investasi dan probabilitas yang tinggi (Herni, 2022).

1.2. Kapasitas Rancangan

Dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik, maka perlu diperhatikan beberapa aspek dari kebutuhan metil salisilat, ketersediaan bahan baku, dan kapasitas pabrik yang telah ada dan analisa pasar.

Metanol sebagai bahan baku diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Asam salisilat diperoleh dari Jinan Yunxiang Chemical Co.Ltd, Cina dengan kapasitas produksi 52.000 ton/tahun. Asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik, Surabaya, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 600.000 ton/tahun. Berikut adalah nama pabrik metil salisilat di beberapa Negara dan dilampirkan kapasitas yang sudah ada pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1. Kapasitas produksi metil salisilat di berbagai negara

Nama Pabrik	Negara	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
Rhone-Poulenc	Perancis	1300
Jqc-Huayin Pharmaceutical	China	2000
Zhang Caifeng	China	7000
Zhenjiang Maoyuan	China	10000
Green Agriculture	China	12000
Total		33.200

Sumber: Icis, 2018

Penentuan kapasitas juga dapat dengan cara analisa pasar dari pabrik meliputi:

a. Harga bahan baku

Harga bahan baku untuk proses produksi metil salisilat dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2. Harga produk dan bahan baku

Bahan Baku	Harga (Rp/Kg)
Metil salisilat (C ₈ H ₈ O ₃)	90.000
Asam salisilat (C ₇ H ₆ O ₃)	1.550
Metanol (CH ₃ OH)	4.650
Asam sulfat (H ₂ SO ₄)	6.975
Natrium bikarbonat (NaHCO ₃)	2.015
Kalsium klorida anhidrat (CaCl ₂)	1.627

Sumber : Alibaba.com, 24 Maret 2024

b. Impor metil salisilat (C₈H₈O₃)

Berikut tabel data impor metil salisilat di Indonesia.

Tabel 1.3 Data impor metil salisilat di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	Pertumbuhan
2019	2549,028	0
2020	2531,37	-0,01
2021	3155,931	0,25
2022	2444,398	-0,23
2023	3091,066	0,26
Rata-Rata		0,05577863

Sumber : BPS, 2024

Dari data impor di atas, kemudian kemudian dihitung kebutuhan

metil salisilat: $M = F \times (1 + P)^n$ (Pers. 1.1)

Dengan, n = Tahun pabrik berdiri – Tahun rencana pendirian

F = Kapasitas produk pada tahun terakhir

P = Rata-rata pertumbuhan kapasitas produk

$M = \text{kapasitas terakhir} \times (1 + \text{Pertumbuhan rerata})^n$

$M = 3091,066 \text{ ton/tahun} \times (1 + 0,05578)^5$

$$M = 4.054,856 \text{ ton/tahun}$$

Kebutuhan metil salisilat pada tahun 2028 diprediksi dengan persamaan (1.1) yaitu:

$$M = 3091,066 \text{ ton/tahun} \times (1 + 0,05578)^5$$

$$M = 4.054,856 \text{ ton/tahun}$$

c. Ekspor metil salisilat ($C_8H_8O_3$)

Berikut tabel data ekspor metil salisilat di Indonesia.

Tabel 1.4 Data ekspor metil salisilat di Indonesia

Tahun	Ekspor (ton)
2019	0,001
2020	9,5513
2021	7,731
2022	0,239
2023	100,033
Total	117,5553

Sumber : BPS, 2024

d. Konsumsi metil salisilat ($C_8H_8O_3$)

Data konsumsi metil salisilat dapat dilihat pada Tabel 1.5.

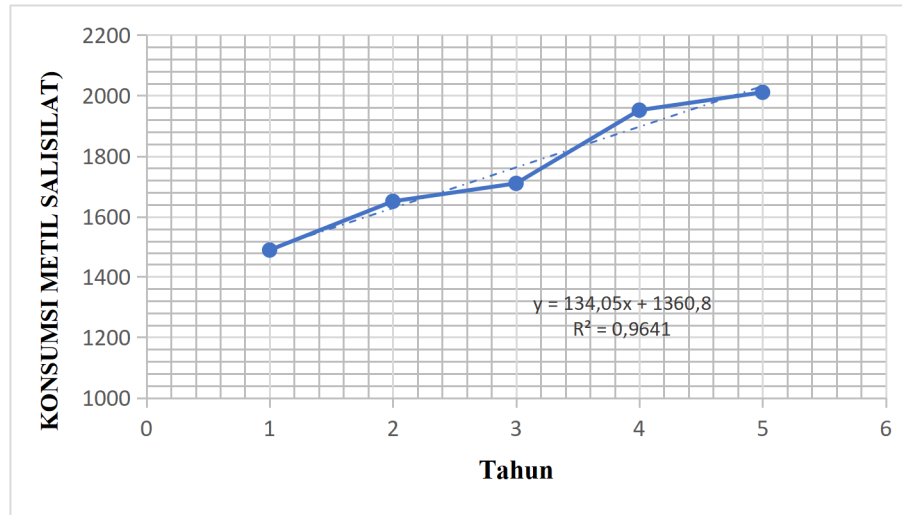
Tabel 1.5. Data konsumsi metil salisilat di Indonesia

No	Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
1	2009	1491
2	2010	1651
3	2011	1710
4	2012	13000
5	2013	2011
	Total	19.863

Sumber : BPS, 2024

Dari data konsumsi di atas, kemudian dilakukan regresi linier untuk mendapatkan

nilai kenaikan konsumsi metil salisilat di Indonesia, grafik regresi linier dapat dilihat dalam Gambar 1.1



Gambar 1.1 Konsumsi metil salisilat di Indonesia

Gambar 1.1 merupakan linierisasi dari grafik data Tabel 1.5 didapatkan persamaan regresi : $y = 134,05x + 1360,8$ (1.2)

dengan:

$x =$ Tahun

$y =$ Kebutuhan produk pada tahun ke- x (ton/tahun)

Kebutuhan metil salisilat pada tahun 2029 dapat diprediksi dengan persamaan (1.1)

dengan nilai $x=2029$ sehingga:

$$\begin{aligned}
 y &= 134,05x + 1360,8 \\
 &= (134,05 \times 2029) + 1360,8 \\
 &= 4.041,8 \text{ ton / tahun}
 \end{aligned}$$

Adapun konsumen metil salisilat di Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1.6. Konsumen metil salisilat di Indonesia

No	Pabrik	Nama Produk	Komposisi		
1	PT. Eagle Indo Pharma (Cap Lang)	Balsem lang	80 mg/20gr		
		Balsem otot geliga	30 %/40 gr		
		Balsem activ cap lang	80 mg/40 gr		
		Minyak angin lang	15%/10 ml		
		Minyak angin menthol oil	370 mg/10 ml		
		Minyak otot geliga	14,80%/60 ml		
		Minyakurut gpu	353 mg/100 ml		
		Gpu krim jahe	5%/ 150 gr		
		Gpu krim serih	5%/ 150 gr		
		Gpu krim pala	5%/ 150 gr		
		Geliga krim	160 mg/ 60 ml		
		2	PT. Hisamitsu Pharma Indonesia	Salonpas koyo	7,18 g/100 g
				Salonpas <i>hot koyo</i>	<i>plaster mass</i>
Salonpas <i>pain relief patch</i>	2,76 g/100 g				
Salonpas <i>gel</i>	<i>plaster mass</i>				
Salonpas <i>cream</i>	10%/ 25 gram				
Salonpas <i>cream hot</i>	<i>plaster mass</i>				
Salonpas <i>linimet</i>	0,15 g/15 gr				
Salonpas <i>jet spray</i>	150 mg/15 gr				
3	Konimex	Zeropain	100 mg/30 gr		
			1,5840 g/30 ml		
4	PT. Taisho Pharmaceutical Indonesia, TBK	<i>Counterpain cream</i>	102 mg/30 gr		
		<i>Counterpain pxm</i>	102 mg/30 gr		
5	Kalbe Farma, PT	<i>Flecimuv cream</i>	5,1 %/30 gr		
		<i>Mediflex plus cream</i>	10%/75 gr		

Sumber : (Miranda, 2023)

Berdasarkan data ekspor, impor, produksi dan konsumsi diatas, peluang pabrik metil salisilat yang dapat di dirikan adalah sebagai berikut :

Kebutuhan pasar

$$\begin{aligned} &= (\text{Impor} + \text{Produksi}) - (\text{Ekspor} + \text{Komsumsi}) \\ &= (13.771 + 32.300) \text{ ton/tahun} - (117,555 + 19.863) \text{ ton/tahun} \\ &= 46.071 \text{ ton/tahun} - 20.563,555 \text{ ton/tahun} \\ &= 25.507,445 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik

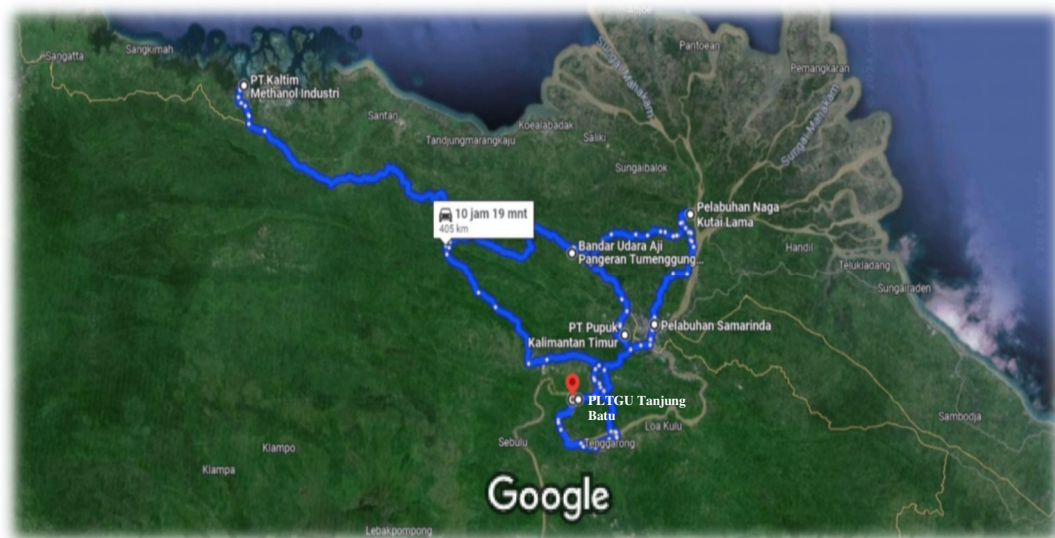
$$\begin{aligned} &= \text{Kebutuhan pasar} \times 10\% \\ &= 25.507,445 \text{ ton/tahun} \times 10\% \\ &= 2.550,445 \text{ ton/tahun} \sim 2.500 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, kapasitas pabrik metil salisilat yang akan didirikan 10% dari kebutuhan pasar yaitu 2.500 ton/tahun dan direncanakan akan didirikan pada tahun 2029 dengan pertimbangan bahwa kebutuhan ekspor dan impor metil salisilat tidak bisa sepenuhnya disediakan oleh pabrik ini karena lokasi pabrik dan ketersediaan bahan baku, dan dapat memberi kesempatan untuk industri-industri yang menggunakan metil salisilat sebagai bahan baku untuk mengembangkan hasil produksinya dan memperoleh bahan baku tersebut dengan mudah tanpa harus mengimpor dan menghemat biaya operasional.

1.3. Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal terpenting yang dapat mempengaruhi distribusi bahan baku dan pemasaran produk. salah satu faktor

yang sangat berpengaruh adalah lokasi pabrik yang dekat dengan pasar, pabrik ini direncanakan didirikan di Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur. Dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2. Lokasi pabrik

Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur dipilih berdasarkan beberapa faktor-faktor pertimbangan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri Bontang, Kalimantan Timur. Sedangkan bahan baku asam salisilat di impor dari Jinan Yunxiang Chemical Co.Ltd, Cina. Dan katalis asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik. Oleh karena itu dipilih di lokasi Kutai Kartanegara karena cukup dekat dengan pelabuhan dan tidak memberatkan biaya operasional.

2. Fasilitas transportasi

Transportasi darat dan laut relatif baik, sehingga akan memudahkan dalam pengangkutan bahan baku dan juga pemasaran produk. Kutai Kartanegara dekat

dengan Pelabuhan Samarinda yang memudahkan penerimaan bahan baku. Lokasi ini juga dekat dengan Bandar Udara Internasional Aji Pangeran Tumenggung Pranoto sehingga memberikan kemudahan dalam operasional administrasi dan pengelolaan manajemen.

3. Letak daerah

Di daerah Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur masih tersedia lahan yang cukup luas, dengan fasilitas penunjang seperti listrik, air dan bahan bakar yang cukup baik. Selain itu, dengan adanya investasi besar seperti proyek IKN, terdapat potensi peningkatan permintaan akan produk-produk kimia seperti metil salisilat. Selain itu, dengan adanya infrastruktur yang berkembang di sekitar proyek IKN, termasuk akses transportasi yang memadai..

4. Tenaga kerja

Tenaga kerja di sekitar pabrik cukup banyak bisa berasal dari warga lokal ataupun pendatang yang memang memenuhi persyaratan. Dengan pendirian pabrik ini juga diharapkan dapat membuka kesempatan bagi masyarakat sekitar untuk mendapatkan pekerjaan.

5. Utilitas

Daerah Kutai Kartanegara, Kalimantan timur yang telah lengkap dengan utilitas yang diperlukan. Kebutuhan air untuk proses dan keperluan lainnya cukup tersedia karena lokasi pabrik dekat dengan sungai mahakam. Untuk kebutuhan sarana penunjang seperti listrik seluruhnya disuplay oleh PLN yang disupply dari PLTGU Tanjung Batu, sedangkan untuk keadaan darurat pabrik memiliki generator cadangan.

6. Pemasaran

Pemasaran metil salisilat ditunjukkan pada industri minyak wangi, bahan baku tinta cetak, industri kesehatan ataupun industri farmasi. Pemasaran metil salisilat dilakukan di Pulau Jawa dan sekitarnya serta di ekspor ke negara tetangga. Untuk distribusi disediakan dalam drum dan proses pemasaran keluar negeri dapat dilakukan melalui pelabuhan di Amborawang Laut Samboja, Kutai Kartanegara.

7. Kondisi tanah dan iklim

Kondisi tanah yang relatif luas dan merupakan tanah datar dengan kondisi iklim yang relative stabil sepanjang tahun sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

1.4. Tinjauan Pustaka

1.4.1. Metil salisilat

Metil salisilat ($C_8H_8O_3$) merupakan cairan bening berwarna kemerahan yang berbau seperti minyak musim dingin. Dalam industri farmasi, metil salisilat digunakan sebagai bahan aktif dalam obat-obatan. Aroma dan rasa yang khas juga digunakan dalam industri makanan, minuman, dan kosmetik. Metil salisilat dapat diproduksi secara komersial dengan cara esterifikasi asam salisilat dengan metanol. Kemurnian metil salisilat baik yang berasal dari alam maupun sintesis antara 95 – 100% (Holiza & Laude, 2020).

Metil salisilat atau *2-Hydroxy-benzoat acid methyl ester* merupakan turunan dari asam salisilat yang dapat berguna dalam campuran obat-obatan seperti obat pereda nyeri otot, kosmetik, dan pasta gigi. Kadar penggunaan metil salisilat untuk setiap pemakaian memiliki batas tertentu, sesuai dengan peraturan kesehatan. Seperti untuk obat pereda nyeri otot 3-9% (Gerhartz, 1985) dan untuk

pasta gigi 1% (Storhagen).

Metil salisilat dapat diperoleh dari proses esterifikasi, esterifikasi menggunakan *microwave heating* dan ekstraksi. Metil salisilat merupakan turunan dari ester asam salisilat dimana senyawa ester dihasilkan dari reaksi asam karboksilat dengan alkohol atau lebih dikenal dengan istilah esterifikasi. Reaksi ini akan berlangsung dengan baik jika direfluks bersamaan dengan sedikit asam klorida atau asam sulfat. Menurut (Priambodo *et al.*, 2019) metil salisilat yang diperoleh dari reaksi esterifikasi antara metil salisilat dan metanol menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4) menghasilkan metil salisilat dengan karakteristik larutan kuning jernih (seperti minyak) dan berbau khas seperti minyak gandapura. Metil salisilat juga dapat diperoleh dari sintesis asam salisilat dengan metanol dan ekstraksi tanaman seperti pada tanaman *wintergreen* dan *sweet Birch*. Selain dua tanaman tersebut, dapat juga diperoleh dari daun sedap malam, daun suji, cengkeh, teh dan daun akasia.

1.4.2. Bahan baku

a. Asam salisilat

Asam salisilat (*Salicylic acid*) merupakan agen asam lipofilik yang diformulasikan dalam etanol. Asam salisilat termasuk kedalam golongan asam karboksilat aromatik, namun memiliki gugus hidroksi pada posisi beta, maka dari itu asam salisilat dikategorikan dalam golongan BHA (*Beta Hydroxyl Acid*). Asam salisilat dikenal dengan *2-hydroxy-benzoic acid* memiliki struktur kimia $C_7H_6O_3$. Bentuk makroskopik asam salisilat berupa bubuk kristal putih dengan rasa manis, tidak berbau, dan stabil pada udara bebas. Asam salisilat sukar larut

dalam air dan lebih mudah larut dalam lemak. Asam salisilat membentuk jarum tak berwarna. Zat ini mudah larut dalam alkohol dan ester. Asam salisilat memiliki berat molekul sebesar 138,123 g/mol dan dapat menyublim. Namun, dapat terdekomposisi dengan mudah menjadi karbon dioksida dan phenol bila dipanaskan secara cepat pada suhu sekitar 200°C (Daniel, 2019).

Asam Salisilat sebagai zat aktif utama maupun tambahan yang tersedia didalam berbagai jenis produk dengan vehikulum. Asam salisilat merupakan salah satu bahan kimia yang cukup penting karena biasanya digunakan sebagai bahan intermediet dari pembuatan obat-obatan maupun resin kimia seperti halnya industri pembuatan aspirin, metil salisilat, salisilamide dan lain-lain (Kurnianto, 2022). Asam salisilat memiliki banyak kegunaan, diantaranya sebagai formulasi pembuatan *lotion* dan salep untuk penyembuhan ketombe, eksim, psoriasis dan berbagai penyakit kulit (Ulum & Haka, 2022). Meskipun biasanya digunakan dalam berbagai jenis produk, namun asam salisilat tidak bisa diberikan pada area yang luas dalam jangka panjang serta tetap harus berhati-hati dalam penggunaannya. Dalam sintesis metil salisilat, asam salisilat berfungsi sebagai bahan baku utama yang mengandung gugus fungsi hidroksil (-OH) yang dapat bereaksi dengan metanol untuk membentuk ester (Fatmawati, F. *et al.*, 2017).

b. Metanol

Metanol (CH₃OH) adalah senyawa turunan alkohol yang bersifat mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, beracun dengan bau yang khas, dan berbentuk cairan bening. Penggunaannya harus dalam pengawasan

karena beracun dan berbahaya bagi manusia. Namun metanol bermanfaat bagi industri farmasi, pangan dan dapat digunakan sebagai bahan bakar. Metanol diperoleh dari distilasi destruktif kayu yang merupakan alkohol paling sederhana dengan berat molekul 32,04 g/mol. Metanol memiliki titik didih 64,5°C.

Metanol juga diproyeksikan sebagai bahan bakar alternatif masa depan karena memiliki bilangan oktan yang tinggi dengan pembakaran yang lebih sempurna sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar langsung, metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to-Olefins* (MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels* (Mawaddah & Putri, 2018).

Dalam sintesis metil salisilat, methanol berfungsi sebagai bahan baku utama yang bereaksi dengan asam salisilat untuk membentuk ester. Metanol sisa reaksi dikeluarkan dari produk melalui destilasi, karena metanol memiliki titik didih yang lebih rendah dibandingkan produk lainnya sehingga dapat dipisahkan dengan mudah. Dengan mendaur ulang metanol, biaya operasi dapat ditekan dan mengurangi dampak terhadap lingkungan (Habibillah, F.R. *et al.*, 2020).

1.4.3. Bahan pendukung

a. Asam sulfat (H₂SO₄)

Asam sulfat mempunyai rumus kimia H₂SO₄, yang merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfa memiliki beragam kegunaan seperti, sintesis kimia, pengolahan bijih

mineral, pengolahan air limbah, dan pengilangan minyak. Asam sulfat 100% dapat dibuat namun ia akan melepaskan SO_3 pada titik didihnya dan menghasilkan asam 98,3%. Asam sulfat 98% umumnya disebut sebagai asam sulfat pekat. Asam sulfat murni berupa cairan bening seperti minyak dan karena itu dinamakan pada dahulu kala sebagai minyak vitriol (Aura & Zainul, 2019).

Asam sulfat adalah asam kuat yang dihasilkan dengan melarutkan trioksida belerang dalam air dengan reaksi: $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$. Kekuatan Asam ditentukan oleh sejauh mana asam sulfat tersebut terionisasi dalam larutan cair. Sebagai contoh: Asam Sulfat (H_2SO_4) yang merupakan asam kuat sepenuhnya dipisahkan, dan semua hidrogen dalam asam akan terurai/berpindah sebagai ion hidrogen, H^+ (Herliati, 2021).

Asam sulfat digunakan sebagai katalis dalam proses pembuatan metil salisilat melalui proses esterifikasi dengan mengikat gugus karboksil pada asam salisilat, sehingga gugus karboksil terprotonasi. Selanjutnya, terjadi adisi alkohol dan transfer proton ke gugus karboksil dan terakhir terjadi deprotonasi serta eliminasi udara. Katalis ini berfungsi meningkatkan efisiensi reaksi dan memungkinkan sintesis metil salisilat dengan kualitas yang baik (Melinda, A. *et al.* 2018).

b. Natrium bikarbonat (NaHCO_3)

Natrium bikarbonat merupakan senyawa anorganik dengan rumus molekul NaHCO_3 , mempunyai berat molekul 84 g/mol dan merupakan hasil reaksi antara larutan natrium karbonat dengan gas CO_2 . Umumnya natrium bikarbonat terdapat dalam bentuk serbuk berwarna putih. Dengan proses

pemanasan NaHCO_3 dapat terurai lagi menjadi Na_2CO_3 dan gas CO_2 . Secara komersial NaHCO_3 dipasarkan dengan kemurnian 99,9 % dan impurities sebesar 0,1 % berupa air (Arjuna, 2019). Natrium bikarbonat merupakan sumber utama penghasil karbondioksida dalam sistem *effervescent*. Natrium bikarbonat larut sempurna dalam air, nonhigroskopis dan harganya murah. Natrium bikarbonat sering juga digunakan sebagai soda kue atau baking soda (Harningsih *et.al.*, 2014).

Penggunaan natrium bikarbonat dalam pembuatan metil salisilat berfungsi mengikat H^+ dari katalis asam sulfat yang bereaksi dengan reaktan diawal reaksi, sehingga reaksi *reversible* berhenti dan proses sintesis berlangsung optimal. Selain itu natrium bikarbonat bereaksi dengan asam salisilat membentuk natrium salisilat yang larut dalam air dan mencapai pH netral (Nurlita, F. *et al.* 2014).

c. Kalsium klorida anhidrat ($\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$)

Kalsium klorida memiliki beberapa macam hidrat, seperti anhidrat, dihidrat, tetrahidrat dan hexahidrat. Kalsium klorida anhidrat memiliki rumus kimia $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ dengan konsentrasi hingga 80-99% berat (Utomo & Maswiarso, 2019). Kalsium klorida anhidrat (kelas industri) adalah sejenis bubuk berwarna putih dengan rumus kimia CaCl_2 dan berat molekul 110,98 g/mol.

Kalsium klorida dijumpai sebagai hidrasi padat dengan rumus umum $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}_x$ dengan nilai $x = 0, 1, 2, 4,$ dan 6 . Senyawa ini terutama digunakan untuk penghilang es dan pengendali debu karena garam anhidrat yang

higroskopis dapat digunakan sebagai desikan. Kalsium klorida larut dalam air menghasilkan klorida dan kompleks logam akuo $[\text{Ca}(\text{H}_2\text{O})_6]^{2+}$, yang merupakan sumber kalsium "bebas" dan ion klorida bebas. Pada umumnya kalsium klorida dapat digunakan untuk zat pencair es (*de-icing*), zat aditif dalam pemrosesan plastik dan pipa, sebagai sumber ion kalsium, dapat digunakan dalam bidang kedokteran, zat aditif industri makanan, serta sebagai zat pengering (*dessicant*). Dalam proses pembuatan metil salisilat penambahan kalsium klorida anhidrat untuk mengikat kandungan air pada metil salisilat (Wirada, W. 2018).

1.4.4. Pemilihan proses

Dalam pembuatan metil salisilat dalam skala besar seperti industry, pembuatannya menggunakan metode esterifikasi. Sedangkan metode pembuatan metil salisilat dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu:

1. Metode esterifikasi

Reaksi esterifikasi merupakan reaksi antara asam karboksilat dan alkohol membentuk ester dengan mengkonversi asam lemak bebas yang terkandung di dalam trigliserida menjadi metil ester dan hasil samping dari reaksi ini terbentuk air (Suleman *et al.*, 2019). Dalam memproduksi metil salisilat dari metanol dan asam salisilat dapat digunakan metode esterifikasi dengan penambahan katalis asam sulfat. Metode ini merupakan metode yang sangat umum digunakan dalam industri pembuatan metil salisilat, karena mudah dan biaya yang rendah.



Kondisi operasi pada temperature 63°C dan 1 atm dengan konsentrasi reaksi asam salisilat membentuk metil salisilat sebesar 95%. Karena esterifikasi metanol dan asam salisilat melibatkan kesetimbangan yang dapat balik (*reversible*), maka reaksi ini tidak sempurna. Untuk menggeser kesetimbangan kearah pembentukan produk, maka salah satu reaktan yaitu metanol dibuat pada kondisi berlebih dengan perbandingan 8:1 (Holiza & Laude, 2020).

Jadi, adanya perbandingan bahan baku tersebut untuk mencapai kesetimbangan reaksi pada stokiometri. Waktu reaksi berlangsung selama 3,5 jam. Produk metil salisilat yang masih mengandung katalis asam harus dinetralkan kembali hingga menyentuh pH netral. Penetralkan tersebut dibantu dengan penetral basa natrium karbonat dengan kadar 5% (Holiza & Laude, 2020).

2. Ekstraksi Bahan Tanaman

Metil salisilat terdapat pada tanaman gandapura. Selain itu terdapat pada tanaman lain seperti daun sedap malam, cengkeh, teh, daun suji, dan daun akasia. Metil salisilat dapat di peroleh dari tanaman-tanaman tersebut melalui proses ekstraksi.

Daun suji, daun sedap malam, atau daun akasia di rendam dalam air bersuhu 30-50°C selama 24 jam hingga tampak seperti lumpur. Setelah direndam, daun-daun tersebut dikeringkan hingga seperti lembaran-lembaran daging buah. Untuk proses ekstraksi, pelarut yang digunakan adalah etanol dan asam asetat dengan suhu ekstraksi 85°C dengan tekanan 1 atm selama 6-8 jam. Untuk mendapatkan metil salisilat proses selanjutnya yaitu distilasi, produk

ekstraksi di distilasi pada suhu 200°C (Holiza & Laude, 2020).

3. Esterifikasi dengan *Membrane-Integrated Reactor*

Pemisahan air selain menggunakan distilasi, dapat juga menggunakan *membrane reactor*. Air yang dihasilkan dipindahkan melalui *permeableselective membrane* dari zona reaksi, proses reaksi akan terus berlangsung sehingga dapat tercapai konversi yang tinggi. Esterifikasi dengan *membran-integral reactor* memakan waktu yang cukup lama yaitu 8 jam karena pada proses ini, dilakukan pemurnian produk

Tabel 1.7. Data perbandingan proses produksi metil salisilat

No.	Parameter yang ditinjau	Esterifikasi	Ekstraksi Bahan Tanaman Gandapura	Esterifikasi dengan <i>Membrane-Integrated Reactor</i>
1.	Bahan Baku	Metanol dan asam salisilat	Gandapura	Metanol dan asam salisilat
2.	Tekanan (atm)	1-1,5	1	1-1,5
3.	Suhu (°C)	58-68	250	105
4.	Waktu Proses (jam)	3,5	6-8	8
5.	Konversi (%)	95,81 %	97,60 %	95 %
6.	Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> • Biaya operasi lebih murah • Temperatur operasi dalam reactor dan 	<ul style="list-style-type: none"> Peralatan yang digunakan cukup sederhana 	<ul style="list-style-type: none"> Menghasilkan konversi yang tinggi, air yang dihasilkan dari reaksi dipisahkan

	<ul style="list-style-type: none"> • Metanol yang berlebihan dapat di <i>recycle</i> dengan terlebih dahulu dipisahkan dari produk 	<p>melalui <i>permselective membrane</i>, katalis yang digunakan mudah terpisah dari produk</p>	
7. Kekurangan	<p>Metanol yang diperlukan berlebih untuk pembentukan metil salisilat</p>	<p>Menggunakan bahan dari alam yaitu daun gandapura yang lama kelamaan akan habis</p>	<p>Proses yang dilakukan harus pada kondisi yang stabil tanpa gangguan lingkungan</p>

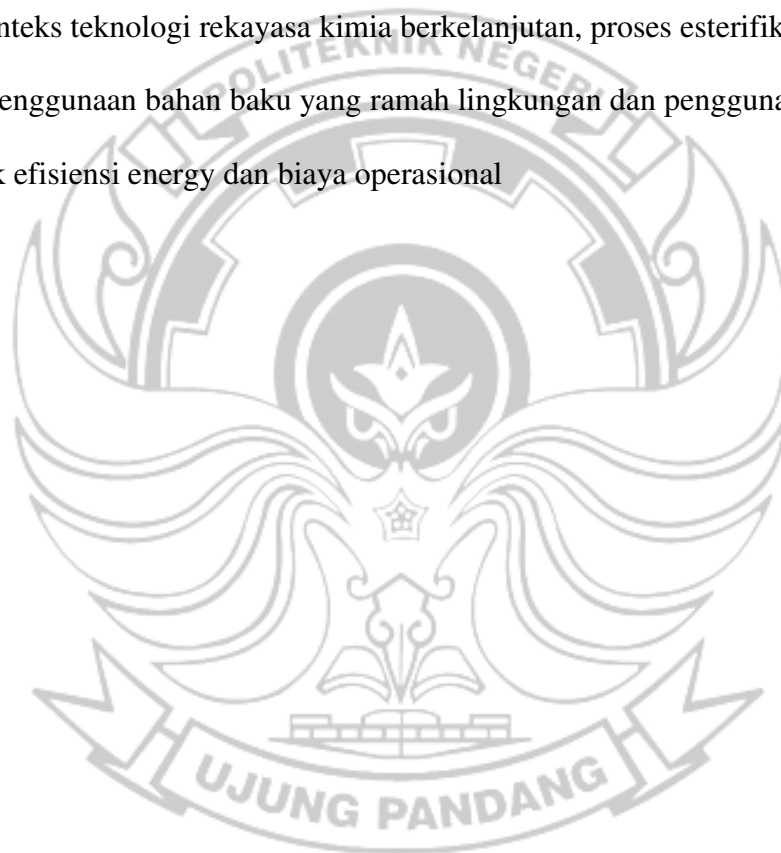
Sumber: Halimah, N., 2014

Dengan membandingkan tiga proses diatas seperti ditunjukkan pada tabel diatas, maka pada perancangan pabrik metil salisilat ini dipilih proses **esterifikasi** dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku asam salisilat maupun metanol lebih banyak dan mudah didapatkan dibanding dengan ketersediaan tanaman *wintergreen* dan tanaman gandapura yang bergantung pada musim dan cuaca.
2. Satu siklus produksi berlangsung relatif lebih singkat dari pada proses ekstraksi. Pada proses ekstraksi secara batch berlangsung selama 6-8 jam sedangkan pada proses esterifikasi secara kontinyu berlangsung selama 3,5 jam.

3. Suhu yang digunakan pada esterifikasi lebih rendah dibandingkan dengan ekstraksi, yaitu pada esterifikasi sebesar 68°C sedangkan ekstraksi sebesar 85°C sehingga energi yang digunakan juga lebih kecil.
4. Tekanan yang digunakan pada esterifikasi lebih tinggi dibandingkan dengan ekstraksi, yaitu pada esterifikasi sebesar 1-1,5 atm sedangkan ekstraksi sebesar 1 atm.

Dalam konteks teknologi rekayasa kimia berkelanjutan, proses esterifikasi memungkinkan penggunaan bahan baku yang ramah lingkungan dan penggunaan kembali untuk efisiensi energy dan biaya operasional



BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

2.1.1. Spesifikasi produk

Produk yang dihasilkan yaitu metil salisilat. Adapun spesifikasi produk sebagai berikut:

1. Metil salisilat (PubChem, 2024)

- a. Rumus molekul : $C_8H_8O_3$
- b. Wujud : Cair
- c. Berat molekul : 152,14 g/mol
- d. Titik didih : $220^{\circ}C$
- e. Titik beku : $-8,6^{\circ}C$
- f. Suhu kritis : $482^{\circ}C$
- g. Densitas : $1,184 \text{ g/cm}^3$
- h. Flash point : $96^{\circ}C$ (dalam tangki tertutup)
- i. Kelarutan (gr/100 gr) : 0,7 (dalam air)
- j. Keterbakaran : mudah terbakar pada suhu tinggi ($454^{\circ}C$)
- k. Korosifitas : non-korosif
- l. Kemurnian : 95%

2. Air

- a. Rumus molekul : H_2O
- b. Wujud : Cair
- c. Berat molekul : 18,02 g/mol

- d. Titik didih : 100°C
- e. Titik beku : 0°C
- f. Densitas : 1 g/cm³
- g. Keterbakaran : tidak mudah terbakar
- h. Korosifitas : non-korosif

2.1.2. Spesifikasi bahan baku

Bahan yang digunakan dalam pembuatan metil salisilat yaitu metanol dan asam salisilat. Adapun spesifikasi bahan sebagai berikut:

1. Metanol (PubChem, 2024)

- a. Rumus molekul : CH₃OH
- b. Wujud : Cair
- c. Berat molekul : 32,4 g/mol
- d. Titik didih : 64,5°C
- e. Titik beku : -97,8°C
- f. Suhu kritis : 240°C
- g. Densitas : 0,7915 g/cm³
- h. Kelarutan (gr/100 gr) : Larut sempurna dalam air
- i. Keterbakaran : Mudah terbakar pada suhu tinggi (464 °C)
- j. Korosifitas : non-korosif
- k. Kemurnian : 99,85% wt

2. Asam salisilat (efi-Kemkes 2020)

- a. Rumus molekul : C₇H₆O₃
- b. Wujud : Solid (butiran kristal)
- c. Titik didih : 211°C

- d. Titik beku : 156°C
- e. Suhu kritis : 159°C
- f. Densitas : 1,443°C
- g. Flash point : 157°C (dalam tangki tertutup)
- h. Kelarutan (gr/100gr) : 0,2 (dalam air)
- i. Keterbakaran : Mudah terbakar pada suhu tinggi (545 °C)
- j. Korosifitas : non-korosif
- k. Kemurnian : 99% wt

2.1.3. Spesifikasi bahan pendukung

1. Asam sulfat (Ditjen POM : 58)

- a. Rumus molekul : H₂SO₄
- b. Wujud : Cair
- c. Berat molekul : 98,08 g/mol
- d. Titik didih : 270°C
- e. Titik beku : -35°C
- f. Densitas : 1,84 g/cm³
- g. Kelarutan : Larut sempurna terhadap air
- h. Keterbakaran : Tidak mudah terbakar
- i. Korosifitas : Sangat korosif pada aluminium, tembaga dan *stainless steel* (316 dan 304). Non-korosif terhadap baja ringan, sedikit kororsif terhadap perunggu.
- j. Kemurnian : 98%

2. Natrium bikarbonat (Ditjen POM : 424)

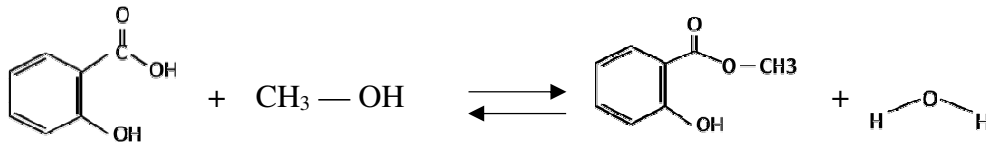
- a. Rumus molekul : NaHCO_3
- b. Wujud : Padat
- c. Berat molekul : 84,007 g/mol
- d. Titik didih : 851°C
- e. Titik beku : -
- f. Suhu kritis : -
- g. Densitas : $2,2 \text{ g/cm}_3$
- h. Kelarutan (g/100g) : 17,0 (dalam air)
- i. Keterbakaran : tidak mudah terbakar
- j. Korosifitas : korosif terhadap baja

3. Kalsium klorida anhidrat (PetroDMO, 2024)

- a. Rumus molekul : CaCl_2
- b. Wujud : Padat
- c. Berat molekul : 111,43 g/mol
- d. Titik didih : 772°C
- e. Titik beku : -
- f. Suhu kritis : -
- g. Densitas : $2,17 \text{ g/cm}_3$
- h. Kelarutan (g/100ml) : 740 (20°C)
- i. Keterbakaran : tidak mudah terbakar
- j. Korosifitas : korosif terhadap baja

2.2. Konsep Proses

Proses pembuatan metil salisilat menggunakan bahan baku asam salisilat dan metanol dengan kemurnian masing-masing 99% dan 99,85%. Reaksi yang



terjadi:

Kondisi operasi pada suhu 63°C dan tekanan 1 atm dengan reaksi konversi asam salisilat menjadi metil salisilat sebesar 95%. karena reaksi esterifikasi metanol dan asam salisilat melibatkan kesetimbangan yang dapat balik (*reversible*), maka reaksi ini tidak sempurna. Untuk menggeser kesetimbangan kearah pembentukan produk, maka salah satu reaktan yaitu metanol dibuat pada kondisi berlebih dengan 8:1 (Chandavas,1997).

Berdasarkan penelitian Chandavas (1997), secara umum reaksi esterifikasi metanol dan asam salisilat dapat disimbolkan sebagai berikut:



Dimana : A = asam salisilat

B = metanol

C = metil salisilat

D = air

Persamaan kecepatan reaksinya:

$$(-r_A) = k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_C \cdot C_D$$

Dengan : k_1 = konstanta kecepatan reaksi

k_{-2} = konstanta kecepatan reaksi hidrolisa

C_A = konsentrasi asam salisilat (kmol/m^3)

C_B = konsentrasi metanol (kmol/m^3)

C_C = konsentrasi metil salisilat

C_D = konsentrasi air

$$C_A = C_{AO} (1 - X_A)$$

$$C_B = C_{BO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M_1 - X_A), \text{ dengan } M_1 = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$$

$$C_C = C_{CO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M_2 - X_A), \text{ dengan } M_2 = \frac{C_{CO}}{C_{AO}}$$

$$C_D = C_{DO} - C_{AO} \cdot X_A = C_{AO} \cdot (M_3 - X_A), \text{ dengan } M_3 = \frac{C_{DO}}{C_{AO}}$$

maka persamaan kecepatan reaksi menjadi:

$$(-r_A) = k_1 \cdot C_{AO}^2 \cdot (1 - X_A) \cdot (M_1 - X_A) - k_{-1} \cdot C_{AO}^2 \cdot (M_2 + X_A) \cdot (M_3 + X_A)$$

Dengan nilai, C_{AO} = konsentrasi asam salisilat awal

X_A = konversi reaksi

Dari persamaan tersebut, diperoleh data konversi dari kesetimbangan yang diharapkan pada kondisi operasi $T=63^\circ\text{C}$ (336K), $P=1$ atm dengan perbandingan mol metanol : mol asam salisilat = 8:1 dan konsentrasi asam sulfat 1,1 mol/L sebesar $X_{ae} = 0,958$ (Chadasavu, 1997) dengan proses reversible dan konversi 95%. Sehingga, diperoleh :

$$k_1 = 0,0233 \text{ L/mol.jam}$$

$$k_{-1} = 0,007482 \text{ L/mol.jam} \quad (\text{Candavasvu, 1997}).$$

Jika ditinjau secara termodinamika, dengan harga ΔH_f pada $T=298,15$ K dan $P=1$ atm untuk tiap komponen dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 2.1. Harga ΔH_f° Komponen

Komponen	ΔH_f° 298 K (kJ/mol)
C ₇ H ₆ O ₃	-466,35
CH ₃ OH	-201,17
C ₈ H ₈ O ₃	-464,3
H ₂ O	-241,8

Sumber : Yaws, 1999

Panas reaksi dapat dihitung menggunakan persamaan *kirchoff* pada suhu

$$336\text{K sebagai berikut : } \Delta H_{336} = \Delta H_{298}^\circ + \int_{298}^{336} (\Delta n C_p) dT$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^\circ &= (\Sigma(n_i \times \Delta H_f^\circ))_{\text{produk}} - (\Sigma(n_i \times \Delta H_f^\circ))_{\text{reaktan}} \\ &= (-464,3 - 241,8) - (-466,35 - 201,17) \\ &= -38,58 \text{ kJ/mol} = 38.580 \text{ J/mol} \quad (\text{Eksotermis}) \end{aligned}$$

Harga ΔH_f° bernilai negative, maka reaksinya eksotermis yang artinya system memerlukan pendingin. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 2.2. tentang nilai konstanta kesetimbangan (K) dari energy *gibbs* reaktan.

Tabel 2.2. Harga ΔG_f° Komponen

Komponen	ΔG_f° 298 K (kJ/mol)
C ₇ H ₆ O ₃	-365,21
CH ₃ OH	-162,51
C ₈ H ₈ O ₃	-339
H ₂ O	-228,59

Sumber : Yaws, 1999

$$\Delta G^\circ f = \Sigma(\Delta H^\circ f_{\text{produk}} - \Delta H^\circ f_{\text{reaktan}})$$

$$\Delta G^\circ f = -RT \ln K$$

Maka:

$$K = \exp\left(-\Delta G^\circ f \frac{f}{RT}\right)$$

Dengan :

$\Delta G^\circ f = \text{energi bebas gibbs standar } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right)$

$T = \text{Temperatur (K)} = 298 \text{ K (referensi)}$

$R = \text{Tetapan gas } (8,314 \times 10^3) \text{ kJ/mol.K}$

$K = \text{Konstanta kesetimbangan pada } 298 \text{ K}$

$$\Delta G^\circ f = \Sigma(\Delta H^\circ f_{\text{produk}} - \Delta H^\circ f_{\text{reaktan}})$$

$$= [(-339) + (-228,59)] - [(-365,21) + (-162,51)]$$

$$= -39,87 \text{ kJ/mol} = 39.870 \text{ J/mol}$$

$$K = \exp\left(\frac{-39,87}{8,314 \times 10^{-3} \times 298}\right)$$

$$K = 1,02606 \times 10^{-7}$$

Dari persamaan : $\ln \frac{K}{K_1} = -\left(\frac{\Delta H^{298}}{R}\right) \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1}\right)$

Dimana :

$K_1 = \text{konstanta kesetimbangan pada temperatur tertentu}$

$T_1 = \text{Temperatur tertentu (K)} = 336 \text{ K}$

$\Delta H^{298} = \text{Panas reaksi pada suhu } 298 \text{ K}$

Pada suhu operasi $T_1 = 63^\circ\text{C} = 336 \text{ K}$

Besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung :

$$\ln\left(\frac{K}{K_1}\right) = -\left(\frac{\Delta H^{298}}{R}\right) \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$\ln\left(\frac{1,02606 \times 10^{-7}}{K_1}\right) = -\left(\frac{-38,58}{8,314 \times 10^{-3}}\right) \times \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{336}\right)$$

$$K_1 = 1,76337 \times 10^{-8}$$

Nilai K_1 kecil berarti reaksi pembentukan metil salisilat bersifat reversible.

Pada reaksi eksotermis reversible, jika suhu dinaikkan ($T_2 < T_1$), maka nilai K

akan menurun ($K_2 < K_1$) sehingga (X_2, X_1). Pada kondisi tersebut, semakin tinggi suhu konversi setimbang akan semakin kecil.

2.3. Langkah Proses

2.3.1. Tahapan penyiapan bahan baku

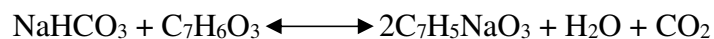
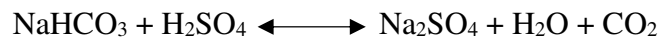
Bahan baku yang digunakan adalah metanol dengan kemurnian 99,85% disimpan di dalam *storage tank* (T-01) dengan suhu 30°C, asam salisilat dengan kemurnian 99%. Tahapan ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku yang berada pada tangki penyimpanan masing-masing sebelum direaksikan di dalam reaktor. Asam salisilat diumpankan dari silo (S-01) menuju *mixer* (M-01) untuk dilarutkan terlebih dahulu. Kemudian diumpankan metanol dari *storage tank* (T-01) menuju M-01, setelah itu ditambahkan katalis asam sulfat (H_2SO_4) dari *storage tank* (T-02) untuk mempercepat reaksi di dalam M-01.

2.3.2. Tahap sintesis metil salisilat

Hasil larutan dari mixer tersebut dialirkan menuju reactor berpengaduk menggunakan *pressure pump*, selanjutnya larutan akan dipanaskan terlebih dahulu di dalam reactor hingga mencapai suhu 65°C (suhu didih metanol). Selanjutnya dipisahkan menggunakan separator (SP-01) sampai terbentuk dua lapisan yaitu lapisan bawah (metil salisilat) dan lapisan atas yang terdiri atas senyawa-senyawa asam sulfat, air, metanol dan asam salisilat dan dialirkan menuju Menara Destilasi (MD-01) untuk memisahkan metanol yang akan digunakan kembali lagi, sedangkan lapisan bawah dialirkan menggunakan pompa ke separator (SP-02) untuk dilakukan proses netralisasi.

2.3.3. Tahap pemurnian produk

Netralisasi dilakukan untuk menetralkan katalis asam menjadi garam-garamnya dengan bantuan penetral basa NaHCO_3 . Berikut adalah reaksi netralisasi yang terjadi:



Reaksi penetralan tersebut menghasilkan CO_2 yang harus dikeluarkan melalui ventilasi bagian atas separator agar tidak mengganggu proses selanjutnya. Setelah dilakukan netralisasi larutan tersebut kemudian dipisahkan antara lapisan atas dan lapisan bawah, dimana lapisan atas yang terdiri atas air, Na_2SO_4 dan sedikit metil salisilat dialirkan menuju UPL, sedangkan lapisan bawah yang berupa metil salisilat dialirkan menggunakan pipa menuju separator (SP-03) untuk dilakukan pencucian dengan air kemudian dipisahkan lagi antara lapisan atas dan lapisan bawah. Lapisan bawah dialirkan menggunakan pipa menuju reactor berpengaduk (R-02) dan ditambahkan CaCl_2 untuk membantu mengikat sisa air yang masih terdapat pada senyawa metil salisilat kemudian dialirkan menuju separator (SP-04) untuk dipisahkan antara lapisan atas dan lapisan bawah. Lapisan atas yang berupa air dan CaCl_2 akan dialirkan menuju UPL dan lapisan bawah akan dialirkan ke Evaporator untuk memurnikan metil salisilat.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 2.500 ton/tahun

Basis perhitungan = 100 kg asam salisilat/jam

Kemurnian metil salisilat = 95%

Jumlah hari operasi = 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Komponen	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)
Asam Salisilat	$C_7H_6O_3$	138
Metanol	CH_3OH	32
Metil Salisilat	$C_8H_8O_3$	152

Kapasitas produksi dalam satu jam operasi :

$$= \text{Kapasitas (kg/tahun)} / (\text{hari kerja} \times \text{jam kerja})$$

$$= \frac{2500000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}}{330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}} \times 24 \text{ jam/hari}}$$

$$= 315,6566 \text{ kg/jam}$$

Faktor pengali = Kapasitas (kg/jam) / Produk metil salisilat basis

$$= 315,6566 \text{ kg/jam} / 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,16$$

3.1 Mixer (M-01)

Tabel 3.1 Neraca massa mixer (M-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)
	F1	F2	F3
CH ₃ OH	-	2285,79	2285,79
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	-	285,72
H ₂ O	2,89	3,43	6,32
Sub Total	288,61	2289,23	2577,84
Total	2577,84		2577,84

3.2 Reaktor (R-01)

Tabel 3.2. Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)
	F3	F4	F5
CH ₃ OH	2285,79	-	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	-	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	-	-	298,97
H ₂ SO ₄	-	79,75	79,73
H ₂ O	6,32	1,63	178,45
Sub Total	2577,84	81,35	2794,29
Total	2794,29		2794,29

3.3 Separator Drum (SP-01)

Tabel 3.3 Neraca massa separator drum (SP-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F5	F6	F6	F7
CH ₃ OH	2222,85	-	-	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	-	-	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	298,97	298,77	-	0,21
H ₂ SO ₄	79,73	1,59	-	78,13
H ₂ O	178,45	53,54	-	124,92
Sub Total	2794,29	353,89		2440,39
Total	2794,29	2794,29		

3.4 Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 3.4 Neraca massa menara destilasi (MD-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F7	F8	F8	F9
CH ₃ OH	2222,85	2222,85	-	-
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	-	-	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	-	-	0,21
H ₂ SO ₄	78,13	-	-	78,13
H ₂ O	124,92	1,25	-	123,67
Sub Total	2440,39	2224,10		216,29
Total	2440,39	2440,39		

3.5 Mixer (M-02)

Tabel 3.5 Neraca massa mixer (M-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F10		F11	
H ₂ O	0,03		0,03	
NaHCO ₃	2,73		2,73	
Sub Total	2,76		2,76	
Total	2,76		2,76	

3.6 Separator drum (SP-02)

Tabel 3.6 Neraca massa separator drum (SP-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)			Output (kg/jam)		
	F6	F11	F12	F13	F14	
C ₈ H ₈ O ₃	298,77	-	298,56	-	0,21	
H ₂ SO ₄	1,59	-	-	-	-	
H ₂ O	53,54	0,03	53,23	-	0,29	
NaHCO ₃	-	2,73	-	-	-	
CO ₂	-	-	-	2,02	-	
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	2,31	
Sub Total	353,90	2,76	351,83	2,01	2,81	
Total	356,66			356,66		

3.7 Separator Drum (SP-03)

Tabel 3.7 Neraca massa separator drum (SP-03)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F12	F15	F16	F17
C ₈ H ₈ O ₃	298,56	-	298,10	0,21
H ₂ O	53,27	266,35	79,91	239,72
Sub Total	351,87	266,35	378,25	239,92
Total	618,18		618,18	

3.8 Dekanter (D-01)

Tabel 3.8 Neraca massa dekanter (D-01)

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F16	F18	F19	F20
C ₈ H ₈ O ₃	298,35	-	298,14	0,21
H ₂ O	79,91	-	-	63,92
CaCl ₂	-	98,55	15,98	98,55
Sub Total	378,25	98,55	314,12	162,68
Total	476,80		476,80	

BAB IV
NERACA PANAS

Basis perhitungan : 100 kg/jam

Satuan operasi : kJ/Jam

Temperatur basis : 25°C = 298 K

Tabel 4.1. Kapasitas panas

Komponen	Heat Capacity (J/kmol.K)				BM
	A	B	C	D	
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,3199	0,0003793	0	138
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	18
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	1,4598E-06	32
H ₂ SO ₄	26,0040	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06	152
C ₈ H ₈ O ₃	97,9020	1,0367E+00	-2,4663E-03	2,4373E-06	98
NaHCO ₃	Pakai Cp NaHCO ₃ 87,6 j/mol.k				84
Na ₂ SO ₄	156,9674	0,5621	-0,1137	0,0079	142
CaCl ₂	42469	1,8952E+02	-0,39	0	111
CO ₂	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	44

Panas masuk - panas keluar + panas yang dibangkitkan - panas yang dikonsumsi =
akumulasi

$$\int Cp dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 + \frac{E}{5}T^5$$

4.1 Mixer (M-01)

Tabel 4.2 Neraca panas mixer (M-01)

Komponen	Input (kJ /Jam)		Output (kJ /jam)
	Q ₁	Q ₂	Q ₃
CH ₃ OH	-	28623,45	28623,45
C ₇ H ₆ O ₃	1731,36	-	1731,36
H ₂ O	60,53	72,01	132,54
Sub Total	1791,89	228695,46	30487,35
Total	30487,35		30487,35

4.2 Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca panas *heater* (HE-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
	Q ₃	Q ₃
C ₇ H ₆ O ₃	1731,36	13881,36
CH ₃ OH	28623,45	221804,14
H ₂ O	132,54	1003,97
Sub Total	30487,35	236689,47
Pemanas (Q _r)	206202,15	-
Total	236689,47	236689,47

Tabel 4.4 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	Input (kj/jam)		Output (kj/jam)
	Q ₃	Q ₄	Q ₅
CH ₃ OH	221804,13		215657,42
C ₇ H ₆ O ₃	13881,36		693,74
C ₈ H ₈ O ₃			19158,48
H ₂ SO ₄		4409,36	4409,36
H ₂ O	1003,97	258,48	28348,98
Reaksi			229836,44
Sub Total	236689,46	4667,84	498104,41
Pemanas	256747,11		
Total	498104,41		498104,41

Tabel 4.5 Neraca panas cooler (C-01)

Komponen	Input (kJ /Jam)	Output (kJ /jam)
	Q ₅	Q ₅
C ₇ H ₆ O ₃	693,74	86,53
CH ₃ OH	215657,42	27830,71
H ₂ O	28348,98	3742,55
C ₈ H ₈ O ₃	19158,48	2486,79
H ₂ SO ₄	4409,36	570,73
Sub Total	268267,97	34717,31
Pendingin		233550,66
Total	268267,97	268267,97

4.3 Separator Drum (SP-01)

Tabel 4.6 Neraca panas separator drum (SP-01)

Komponen	Input (kJ /Jam)		Output (kJ /jam)	
	Q ₅	Q ₆	Q ₆	Q ₇
C ₇ H ₆ O ₃	86,53	-	-	86,56
CH ₃ OH	27830,71	-	-	27830,71
H ₂ O	3742,55	1122,76	1122,76	2619,78
C ₈ H ₈ O ₃	2486,79	2485,05	2485,05	1,74
H ₂ SO ₄	570,73	11,41	11,41	559,32
Sub Total	34717,31	3619,23	3619,23	31098,08
Total	34717,31	34717,31	34717,31	

4.4 Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4.7 Neraca panas heater (HE-02)

Komponen	Input (kJ /Jam)		Output (kJ /jam)	
	Q ₇	Q ₇	Q ₇	Q ₇
C ₇ H ₆ O ₃	86,52	-	-	732,59
CH ₃ OH	27830,71	-	-	227295,96
H ₂ O	2619,78	-	-	20886,45
C ₈ H ₈ O ₃	1,74	-	-	14,13
H ₂ SO ₄	559,32	-	-	4552,79
Sub Total	31098,08	31098,08	31098,08	253481,93
Pemanas (Qr)	222383,85	-	-	-
Total	253481,93	253481,93	253481,93	

Tabel 4.8 Neraca panas menara destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ /Jam)	Output (kJ /jam)	
	Q ₇	Q ₈	Q ₉
CH ₃ OH	238334,84	49479,88	-
C ₇ H ₆ O ₃	355,19	-	683,77
C ₈ H ₈ O ₃	2735,47	-	9,09
H ₂ SO ₄	4,72	-	5265,97
H ₂ O	23810,72	133,96	45378,93
Sub Total	265240,95	49613,84	51337,77
Reboiler	3446750,99	-	-
Kondensor	-	3611040,33	-
Total	3711991,95	3711991,95	

Tabel 4.9 Neraca panas cooler (C-02)

Komponen	Input (kJ /Jam)	Output (kJ /jam)
	Q ₈	Q ₈
CH ₃ OH	49479,89	27835,27
H ₂ O	133,96	26,19
Sub Total	49613,84	27861,47
Pendingin	-	21752,38
Total	49613,84	49613,84

4.5 Mixer (M-02)

Tabel 4.10 Neraca panas mixer (M-02)

Komponen	Input (kJ /Jam)		Output (kJ /jam)	
	Q ₁₀		Q ₁₁	
NaHCO ₃		2,85		2,85
H ₂ O		0,58		0,0006
Total		3,43		2,85

4.6 Separator Drum (SP-02)

Tabel 4.11 Neraca panas separator drum (SP-02)

Komponen	Input (kJ /Jam)			Output (kJ /jam)		
	Q ₆	Q ₁₁	Q ₁₂	Q ₁₃	Q ₁₄	
NaHCO ₃	-	2,85	-	-	-	
H ₂ O	1122,71	0,57	1117,15	-	6,14	
C ₈ H ₈ O ₃	2485,37	-	2483,63	-	1,74	
H ₂ SO ₄	11,42	-	-	-	-	
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	16657,43	
CO ₂	-	-	-	6,26	-	
Sub Total	3619,50	3,42	3600,78	6,26	16665,75	
Q _r		16649,43				
Total		20272,36		20272,36		

4.7 Separator Drum (SP-03)

Tabel 4.12 Neraca panas separator drum (SP-03)

Komponen	Input (kJ /Jam)		Output (kJ /jam)	
	Q ₁₂	Q ₁₅	Q ₁₆	Q ₁₇
H ₂ O	1117,15	5585,76	1675,73	5027,18
C ₈ H ₈ O ₃	2483,63	-	2481,89	1,74
Sub Total	3600,78	5585,76	4157,62	5028,92
Total	9186,54		9186,54	

4.8 Dekanter (D-01)

Tabel 4.13 Neraca panas dekanter (D-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)		Qout (kJ/jam)	
	Q ₁₆	Q ₁₈	Q ₁₉	Q ₁₉
H ₂ O	1675,73	-	335,15	1340,58
C ₈ H ₈ O ₃	2481,89	-	2480,15	1,74
CaCl ₂	-	285000,18	-	285000,18
Sub Total	4157,62	285000,18	2815,30	286342,50
Total	289157,80		289157,80	

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

5.1 Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan katalis CH₃OH selama satu bulan

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dengan bagian atas *conical roof*.

Kondisi operasi:

T = 30 °C P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Low Alloy Steel SA 217*

Dimensi :

Diameter = 8 ft = 2,44 m

Tinggi tangki = 18 ft = 5,49 m

Tebal *Shell* :

course 1 = 0,3125 in = 0,0079 m

course 2 = 0,25 in = 0,0064 m

course 3 = 0,25 in = 0,0064 m

course 4 = 0,1875 in = 0,0048 m

course 5 = 0,1875 in = 0,0048 m

Tebal *head* = 0,25 in = 0,0064 m

Tinggi *head* = 5,6080 ft = 0,1424 m

Sudut θ = 5,6945°

Tinggi total = 5,6080 m

volume = 420,9891 m³

5.2 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan katalis H₂SO₄ selama satu bulan

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dengan bagian atas *conical roof*.

Kondisi operasi;

T = 30 °C P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Dimensi :

Diameter = 10 ft = 3,048 m

Tinggi tangki = 4 ft = 1,22 m

Tebal *Shell* :

course 1 = 0,3125 in = 0,0079 m

course 2 = 0,25 in = 0,0064 m

Tebal *head* = 0,25 in = 0,00635 m

Tinggi *head* = 0,0335 ft = 0,0102 m

Sudut θ = 1,2793°

Tinggi total = 3,0582 m

volume = 7,1076 m³

5.3 Tangki Penyimpanan Metil Salisilat (T-03)

Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan katalis $C_8H_8O_3$ selama satu bulan

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dengan bagian atas *conical roof*.

Kondisi operasi;

T = 30 °C P = 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Dimensi :

Diameter = 6 ft = 1,83 m

Tinggi tangki = 12 ft = 3,66 m

Tebal *Shell* :

course 1 = 0,3125 in = 0,0079 m

course 2 = 0,25 in = 0,0064 m

course 3 = 0,25 in = 0,0064 m

course 4 = 0,1875 in = 0,0048 m

Tebal *head* = 0,1875 in

Tinggi *head* = 0,0071 m

Sudut θ = 2,5592°

volume = 937,9834 m³

5.4 Silo Asam Salisilat (S-01)

Kode : S-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam salisilat selama satu bulan.

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas *conical roof*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Diameter = 10,7156 ft = 3,27 m

Tinggi Silo Total = 12,1513 ft = 3,78 m

Tebal Silo = 0,1875 in = 0,0048 m

Sudut q = 15°

Volume = 28,5724 m³

5.5 Silo Natrium Bikarbonat (S-02)

Kode : S-02

Fungsi : Menyimpan NaHCO₃ selama satu bulan.

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas *conical roof*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Diameter = 1,9817 ft = 0,60 m

Tinggi Silo Total = 2,2472 ft = 0,68 m

Tebal Silo = 0,1875 in = 0,0048 m

Sudut q = 15°

Volume = 0,1807 m³

5.6 Silo Kaksium Klorida (S-03)

Kode : S-03

Fungsi : Menyimpan NaHCO₃ selama satu bulan.

Tipe : Silinder tegak dengan dasar datar dan bagian atas *conical roof*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Diameter = 6,5750 ft = 2,0041 m

Tinggi Silo Total = 7,4559 ft = 2,2726 m

Tebal Silo = 0,1875 in = 0,0048 m

Sudut q = 15°

Volume = 6,6005 m³

5.7 Mixer 1

Kode : M-01

Fungsi : Mencampurkan asam salisilat dengan metanol

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Jenis pengaduk : *Six blade turbine in baffled tank*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Diameter = 4,8228 ft = 1,47 m

Tinggi tangki = 7,2409 ft = 2,21 m

Volume mixer = 3,7507 m³

Diameter *shell* = 4,9377 ft = 1,5050 m

Tinggi *shell* = 118,5 in = 3,01 m

Tebal *shell* = 0,375 in

Tinggi *head* = 16,9994 in = 0,4317 m

Tebal *head* = 0,1875 in

Kecepatan pengaduk = 150 rpm

Volume total = 5,5324 m³

Jumlah *baffle* adalah 4 dan terpisah 90° satu sama lain dengan jumlah sudut (*blade*) adalah 6

5.8 Mixer 2

Kode : M-02

Fungsi : Mencampurkan natrium bikarbonat dan air

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Jenis pengaduk : *Six blade turbine in baffled tank*

Kondisi :

T = 30°C

P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Diameter = 0,3575 ft = 1,11 m
 Tinggi tangki = 0,5362 ft = 0,16 m
 Volume mixer = 0,0015 m³
 Diameter *shell* = 11,375 in = 0,2889 m
 Tinggi *shell* = 22,75 in = 0,5778 m
 Tebal *shell* = 0,31 in
 Tinggi *head* = 5,05 in = 0,1282 m
 Kecepatan pengaduk = 100 rpm
 Volume total = 0,0445 m³

Jumlah *baffle* adalah 4 dan terpisah 90° satu sama lain dengan jumlah sudut (*blade*) adalah 6

5.9 Reaktor 1

Kode : R-01
 Fungsi : Mereaksikan asam salisilat dan methanol dengan bantuankatalis asam sulfat
 Jenis : Reaktor tangki Berpengaduk (RATB)
 Kondisi :
 T = 63°C P = 1 atm

Dimensi :

Diameter tangki = 6,5750 ft = 2,06 m
 Tinggi tangki = 7,4559 ft = 3,09 m
 Volume reaktor = 10,3083 m³
 Tebal *shell* = 83,375 in = 3,18 m

Tinggi *shell* = 125,0625 in = 3,1766 m

Tebal *head* = 0,8504 in = 0,02 m

Tinggi *head* = 23,6929 in = 0,60 m

Kecepatan pengaduk = 100 rpm

Volume reaktor total = 11,5419 m³

Kondisi jaket :

T = 150°C

ΔT = 25°C

Dimensi :

Diameter dalam jaket = 84 in = 2,13 m

Diameter luar jaket = 85,6001 in = 2,17 m

Tinggi jaket = 2,5761 in = 0,07 m

Tebal dinding jaket = 0,8 in

5.10 Menara Distilasi

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan campuran yang berasal dari Separator Drum (SP-01)

Jenis : *Sieve plate*

Kondisi :

T = 66,8111°C P = 1 atm

Dimensi :

Diameter tangki = 2,9482 ft = 0,90 m

Tinggi tangki = 41,2516 ft = 12,57 m

Tebal *shell* = 0,3125 in

T operasi = 357,22 K
 Tebal *head* = 0,1875
 Tinggi *head* = 8,1753 in = 0,2077 m
 Tinggi total = 12,9888 m

5.11 Separator 1

Kode : SP - 01

Fungsi : Memisahkan produk dan Metanol yang akan digunakan kembali dan senyawa-senyawa lainnya (H_2SO_4 , $C_7H_6O_3$, sedikit $C_8H_8O_3$ dan H_2O)

Jenis *head* : *Torisppherical dished head*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Tinggi = 5,4476 ft = 1,66 m

Diameter = 3,6319 ft = 1,11 m

Volume SP = 1,5971 m³

ID *shell* = 41,625 in = 1,2097 m

Tinggi *shell* = 95,25 in = 2,4194 m

Tebal *shell* = 0,1875 in

Tinggi *head* = 14,0857 in = 0,3578 m

Tebal *head* = 0,1875 in

Volume total = 2,8960 m³

5.12 Separator 2

Kode : SP - 02

Fungsi : Tempat terjadinya proses netralisasi dan pemisahan produk dan Na_2SO_4 .

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Kondisi :

T = 30°C P = 1 atm

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

Tinggi = 1,9222 ft = 0,59 m

Diameter = 1,8454 ft = 0,56 m

Volume SP = 0,0621 m³

ID *shell* = 15,625 in = 0,3969 m

Tinggi *shell* = 31,25 in = 0,7938 m

Tebal *shell* = 0,1875 in

Tinggi *head* = 6,08 in = 0,1544 m

Tebal *head* = 0,1875 in

Volume total = 0,1107 m³

5.13 Separator 3

Kode : SP - 03

Fungsi : Memisahkan metil salisilat dan air yang digunakan sebagai bahan pencuci.

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Kondisi :

$$T = 30^{\circ}\text{C} \quad P = 1 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *stainless steel* AISI 316.

Dimensi :

$$\text{Tinggi} = 4,4168 \text{ ft} = 1,35 \text{ m}$$

$$\text{Diameter} = 2,9446 \text{ ft} = 0,90 \text{ m}$$

$$\text{Volume SP} = 0,8513 \text{ m}^3$$

$$\text{ID shell} = 35,625 \text{ in} = 0,9049 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 71,25 \text{ in} = 1,8098 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 11,1055 \text{ in} = 0,2821 \text{ m}$$

$$\text{Tebal head} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Volume total} = 1,2286 \text{ m}^3$$

5.14 Unit *Heat Exchanger* (HE)

1. *Heater* (HE-01)

Kode : HE-01

Fungsi : Untuk menaikkan suhu dari keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe*

Lay Out:

Annulus, *Inner pipe*

$$\text{IPS} = 2,00 \text{ in}$$

$$\text{IPS} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{SN} = 40$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,38 \text{ in}$$

$$\text{flow area/pipe} = 7,38 \text{ in}^2$$

$$\text{flow area/pipe} = 3,35 \text{ in}^2$$

$$\text{External surface} = 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad \text{External surface} = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Jumlah hair pin} = 48 \text{ buah}$$

Kondisi operasi :

Tabel 5.1 Kondisi operasi heater (HE-01)

<i>Hot fluid</i>	<i>Fluid</i>	<i>Cold fluid</i>
293,25	h outside	364,50
UC	293,25	
UD	156,00	
Rd calc.	0,0031	
Rd required	0,003	
0,0042	Calc dP	0,3252
10	Allow. dP	10

2. Heater (HE-02)

Kode : HE-02

Fungsi : Untuk menaikkan suhu dari keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)

Jenis : *Double Pipe*

Lay Out:

Annulus,

Inner pipe

$$\text{IPS} = 3,00 \text{ in}$$

$$\text{IPS} = 2,00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 3,50 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

SN = 40

SN = 40

ID = 3,07 in

ID = 2,07 in

flow area/pipe = 7,38 in²

flow area/pipe = 3,35 in²

External surface = 0,44 ft²/ft *External surface* = 0,622 ft²/ft

Jumlah hair pin = 48 buah

Kondisi operasi :

Tabel 5.2 Kondisi operasi heater (HE-02)

<i>Hot fluid</i>	<i>Fluid</i>	<i>Cold fluid</i>
168,32	h outside	189,31
UC	189,31	
UD	93,52	
Rd calc.	0,0029	
Rd required	0,003	
0,0005	Calc dP	0,0426
10	Allow. dP	10

3. Cooler (C-01)

Kode : C-01

Fungsi : Untuk menurunkan suhu dari keluaran Reaktor (R-01) menuju Separator Drum (SP-01)

Jenis : *Double Pipe*

Lay Out:

Annulus,

Inner pipe

IPS = 3,00 in

IPS = 2,00 in

OD = 3,50 in

OD = 2,38 in

SN = 40

SN = 40

ID = 3,07 in

ID = 2,0670 in

flow area/pipe = 7,38 in²

flow area/pipe = 3,35 in²

External surface = 0,917 ft²/ft

External surface = 0,622 ft²/ft

Jumlah hair pin = 2 buah

Kondisi operasi :

Tabel 5.3 Kondisi operasi cooler (C-01)

<i>Hot fluid</i>	<i>Fluid</i>	<i>Cold fluid</i>
216,683	h <i>outside</i>	572,5440
UC	216,683	
UD	131,319	
Rd calc.	0,0031	
Rd <i>required</i>	0,003	
0,0667	Calc dP	0,0390
10	Allow. dP	10

4. Cooler (C-02)

Kode : C-02

Fungsi : Untuk menurunkan suhu dari keluaran Menara Destilasi (MD-01) menuju tangki penyimpanan methanol (T-01)

Jenis : *Double Pipe*

Lay Out:

Annulus, *Inner pipe*

IPS = 3,00 in

IPS = 2,00 in

OD = 3,50 in

OD = 2,38 in

SN = 40

SN = 40

ID = 3,07 in

ID = 2,0670 in

flow area/pipe = 7,38 in²

flow area/pipe = 3,35 in²

External surface = 0,917 ft²/ft

External surface = 0,622 ft²/ft

Jumlah hair pin = 7 buah

Kondisi operasi :

Tabel 5.4 Kondisi operasi cooler (C-02)

<i>Hot fluid</i>	<i>Fluid</i>	<i>Cold fluid</i>
120,6022	h <i>outside</i>	725,2224
UC	120,6022	
UD	88,201	
Rd calc.	0,003	
Rd <i>required</i>	0,003	
0,0419	Calc dP	0,001
10	Allow. dP	10

5.15 Dekanter (D-01)

Kode : D - 01

Fungsi : Untuk memisahkan fase berat (C₈H₈O₃, CH₃OH, H₂O) dengan fase ringan (C₈H₈O₃, CH₃OH, H₂O, C₇H₆O₃, H₂SO₄)

Jenis : Dekanter horizontal, head *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Dimensi

Diameter = 0,20 m

Tebal *shell* = 0,19 in

Volume dekanter = 0,02 m³

5.16 Pompa

Tabel 5.5 Spesifikasi alat pompa

Spesifikasi Alat	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)	Pompa (P-03)	Pompa (P-04)
Fungsi	Mengalirkan larutan Metanol dari tangki penyimpanan ke Mixer-01	Mengalirkan larutan hasil reaksi dari Mixer-01 ke Reaktor-01	Mengalirkan larutan asam sulfat ke Reaktor-01	Mengalirkan larutan dari Reaktor-01 ke Separator-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas (gpm)	10,0802	11,3511	0,3582	12,3042
ID (in)	1,049	1,049	0,364	1,049
OD (in)	1,320	1,32	0,54	1,320
No. Sch	40	40	40	40
NPS (in)	1	1	1/4	1
Panjang ekuivalen pipa (m)	14,5339	7,7127	11,4935	8,9319
Power motor (hp)	1,1882	1,1369	0,0249	1,0150
Head pompa (ft)	19,4231	13,2033	9,1448	10,8741
Ns (rpm)	563,8139	799,1842	186,9986	962,4361
Jumlah	1	1	1	1

Lanjutan Tabel 5.5 Spesifikasi alat pompa

Spesifikasi Alat	Pompa (P-05)	Pompa (P-06)	Pompa (P-07)	Pompa (P-08)	Pompa (P-09)
Fungsi	Mengalirkan larutan dari Separator-01 ke Separator-02	Mengalirkan larutan dari Menara Distilasi ke T-01 (Reuse Metanol)	Mengalirkan larutan dari Mixer-02 ke Separator-02	Mengalirkan larutan dari Separator-02 ke Separator-03	Mengalirkan larutan dari separator 03 ke dekanter 01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas (gpm)	1,5583	9,7934	0,0122	1,5492	1,6656
ID (in)	0,493	1,049	0,269	0,493	0,493
OD (in)	0,675	1,320	0,405	0,675	0,675
No. Sch	40	40	40	40	40
NPS (in)	0,375	1	1/8	0,375	0,375
Panjang ekuivalen pipa (m)	9,4319	9,4319	7,7127	7,9319	7,9319
Power motor (hp)	0,1322	1,4345	0,0001	0,0478	0,1142
Head pompa (ft)	11,1873	41,0327	0,9941	4,0677	9,0392
Ns (rpm)	335,2933	317,1464	181,9764	713,9746	406,7469
Jumlah	1	1	1	1	1

BAB VI

UTILITAS

Unit utilitas adalah unit pendukung yang membantu proses produksi pabrik, oleh karena itu, unit ini harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, unit utilitas diklasifikasi sebagai berikut :

1. Utilitas penyediaan dan pengolahan air
Kebutuhan air terdiri atas kebutuhan air proses, air pendingin dan kebutuhan lainnya.
2. Utilitas pembangkit steam
3. Utilitas pembangkit dan pendistribusian listrik
4. Unit penyediaan udara tekan
5. Unit penyediaan bahan bakar

6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

1. Sumber air

Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik digunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Air yang digunakan dalam perancangan pabrik metil salisilat ini bersumber dari air sungai. Air sungai dipilih karena mudah diolah, dan proses pengolahannya relatif murah dibandingkan dengan pengolahan air lainnya.

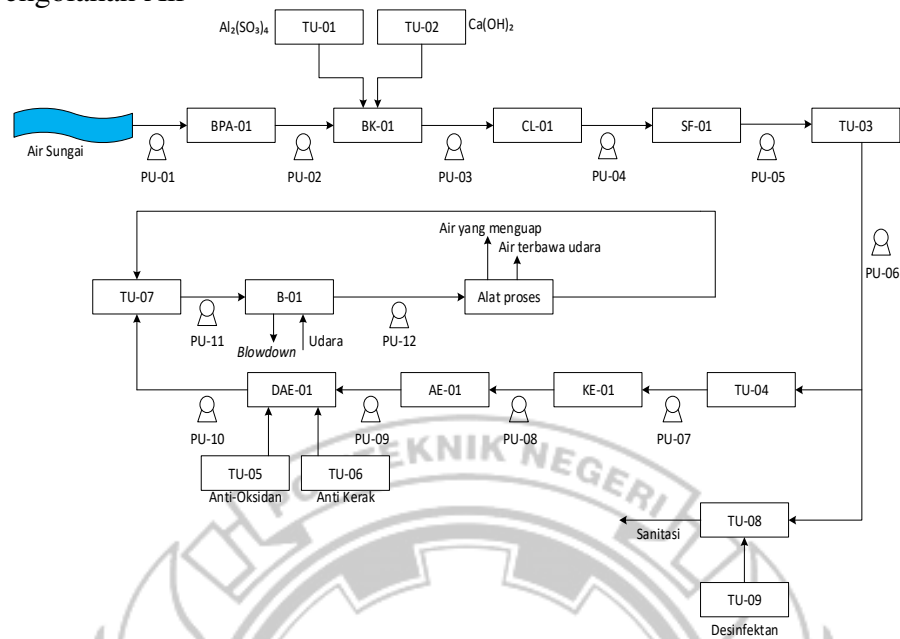
2. Kebutuhan air tiap jam

Kebutuhan air tiap jam dapat dilihat pada Tabel 6.1

Tabel 6.1 Kebutuhan air tiap jam

No	Jenis Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1.	Air Proses	
	a. C-01	3.718,6635
	b. C-02	346,5962
	c. R-01	44,6128
	d. SP-03	3,1030
	e. Condensor 01	1.357,1501
2.	Steam	
	a. HE-01	95,8273
	b. HE-02	103,3474
	c. Jaket-01	121,4850
	d. Reboiler	2.004,1047
	<i>Make Up</i>	464,9529
	<i>Blowdown</i>	464,9529
3.	Air konsumsi umum dan sanitasi	840,2778
4.	Air pemadam kebakaran	41,6667
	Total	9.869,9877

3. Pengolahan Air



Gambar 6.1 Diagram alir pengolahan air

Berikut adalah tahapan pengolahan air:

1. Pengendapan awal

Air sungai dialirkan menggunakan pompa utilitas ke bak penampungan sementara. Yang sebelumnya disaring terlebih dahulu menggunakan *travelling screen* untuk menyaring kotoran atau partikel yang berukuran besar pada air sungai tersebut. Pengendapan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan atau kotoran yang masih terbawa dalam air menggunakan gaya gravitasi.

2. Pengendapan dengan cara koagulasi dan flokulasi

Pada tahap ini ditambahkan larutan alum (Al_2SO_4) dan soda abu (Na_2CO_3) untuk mengikat garam-garam yang terlarut dalam air, masing-masing 5%.

3. Pemisahan dengan *clarifier*

Dari bak koagulasi dialirkan menuju *clarifier* menggunakan pompa, flok-flok yang terbentuk dari bak koagulasi selanjutnya di endapkan di dasar *clarifier*

dan keluar melalui pipa *blowdown*. Dan air yang sudah terpisahkan dari flok-floknya akan mengalir keatas menuju *sand filter*.

4. Pemisahan dengan *sand filter*

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan partikel-partikel padatan yang masih terbawa. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung-03 yang kemudian didistribusikan untuk keperluan umum dan sanitasi, air umpan boiler dan untuk air pendingin (*cooling tower*).

Berikut adalah kriteria air utilitas:

- Air proses

Air proses digunakan untuk kebutuhan proses pembuatan produk, kriteria airnya adalah air yang telah didemineralisasi, yang telah bebas dari segala pengotor, mineral dan oksigen.

- Air umpan boiler

- a. Tidak berbuih (berbusa)

Busa terbentuk karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar pada air yang diambil kembali dari proses pemanasan. Untuk mengatasi hal-hal tersebut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan boiler.

- b. Tidak membentuk kerak dalam boiler

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Kerak dalam boiler dapat menyebabkan hal-hal berikut :

- ✓ Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

✓ Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah (asam), minyak dan lemak, dan bahan organik serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

• Air sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya. Berikut adalah kriteria yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi :

a. Syarat fisika

- Tidak berwarna dan berbau.
- Tidak berbusa.
- Kekeruhan SiO_2 kurang dari 1 ppm.
- pH netral.

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu, dan sebagainya.

c. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

5. Demineral

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses

demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga memiliki konduktivitas dibawah 0,3 Ω dengan kadar silika kurang dari 0,02 ppm.

Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

a. *Cation exchanger*

Resin yang berada di dalam *cation exchanger* berupa H^+ berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion H^+ .

Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *cation exchanger*:



Kation resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga diregenerasi menggunakan asam sulfat dengan reaksi sebagai berikut:



1. *Anion exchanger*

Anion exchanger memiliki fungsi mengikat ion-ion negative (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} .

Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *anion exchanger*:



Kation resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga diregenerasi menggunakan larutan NaOH dengan reaksi sebagai berikut:



2. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses pengambilan oksigen (O_2) dari air umpan *boiler*.

Air yang telah dimineralisasi dialirkan menuju deaerator dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk diikat oksigen (O_2) yang terkandung dalam air tersebut. Air yang keluar dari *deaerator* akan dipompa menuju *boiler* sebagai air umpan (*boiler feed water*). Pengikatan oksigen pada air umpan *boiler* bertujuan untuk mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *daerator*:



Spesifikasi alat pada pengolahan air:

1. Bak pengendap awal

Fungsi : Menampung sementara dan mengendapkan kotoran serta lumpur yang dibawa air sungai.

Jenis : Bak beton bertulang

Waktu tinggal : 5 jam

Kapasitas desain : 11,8541 m³/jam

Dimensi

Panjang : 7,7979 m

Lebar : 3,8989 m

Tinggi : 1,9495 m

2. Bak penggumpul / bak *koagulasi* dan *flokulasi*

Fungsi : Menggumpalkan suspense yang tidak mengendap pada bak sedimentasi dengan menambahkan alum dan abu soda.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Debit : 9,8941 m³/jam

Dimensi

Tinggi : 4,9461 m

Diameter : 2,4730 m

Pengaduk

Jenis : *flat balde turbine impeller* dengan 6 sudut

Diameter : 0,8243 m

Tinggi dari dasar:

N : 10 rpm

Daya : 0,05 Hp

3. *Clarifier (CL)*

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang terbentuk dalam air

Jenis : Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk kerucut
(*circular clarifier*)

Bahan : *Carbonsteel SA 283 grade C*

Waktu Tinggal: 5 jam

Debit : 9,8941 m³/jam

Kapasitas Desain: 4,9470 m³

Dimensi

Tinggi (H) : 4,9256 m

Diameter : 1,8471 m

4. *Sand filter (SF)*

Fungsi : menyaring suspensi-suspensi halus yang masih terbawa dalam air
keluaran *clarifier*

Jenis : tangki silinder tegak berisi tumpukan pasir dan kerikil

Debit : 11,844 m³/jam

Kecepatan penyaringan : 3 gpm/ft²

Dimensi

Tinggi tumpukan pasir: 4,8889 m

Diameter : 1,7567 m

5. *Filtered water tank*

Fungsi : Menampung air hasil pengolahan di *sand filter* yang selanjutnya akan di demineralisasi dan untuk keperluan umum.

Jenis : Bak beton bertulang

Kapasitas : 5,922 m³

Debit : 11,844 m³/jam

Dimensi ;

Tinggi : 1,4360 m

Lebar : 1,4360 m

Panjang : 2,8719 m

6. Tangki air sanitasi

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan mencampurnya dengan disinfektan sebanyak 5%.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Kapasitas desain: 1,0083 m³

Waktu Tinggal: 24 jam

Dimensi

Tinggi : 6,2711 m

Diameter : 3,1356 m

Pengaduk

Jenis : *flat balde turbine impeller* dengan 6 sudut

Diameter : 1,0452 m

Tinggi dari dasar:

N : 5 rpm

Daya : 3,7997 Hp

7. Bak penampung air proses dan umpan boiler

Fungsi : Menampung air untuk keperluan air proses dan umpan boiler.

Jenis : Bak beton bertulang

Kapasitas desain : 66,9532 m³

Debit : 2,7879 m³/jam

Waktu Tinggal : 24 jam

Dimensi

Tinggi : 3,2229 m

Lebar : 3,2229 m

Panjang : 6,4458 m

8. *Ion exchanger*

Fungsi : Menghilangkan *hardness* yang terkandung dalam air melalui penjerapan ion-ion dengan kation dan anion *exchanger*.

Alat : *Cation exchanger* dan *Anion Exchanger*

1) *Cation Exchanger (CE)*

Fungsi : Menurunkan kadar kation dalam air umpan *boiler*

Jenis : Tangki silinder tegak

Resin : *Natural Greensand Zeolit*. Dirancang untuk bekerja dengan siklus 12 jam, terdiri dari 11 jam operasi, 0,5 jam pencucian dan 0,5 jam regenerasi.

Debit air : 2,7897 m³/jam

Dimensi

Diameter : 0,6961 m

Tinggi : 1,2344 mm

Pencuci : NaCl 2%

2) *Anion Exchanger (AE)*

Fungsi : Menurunkan kadar anion dalam air umpan *boiler*

Jenis : Tangki silinder tegak

Resin : *Weakly basic anion exchanger*. Dirancang untuk bekerja dengan siklus 12 jam, terdiri dari 11 jam operasi, 0,5 jam pencuci dan 0,5 jam regenerasi.

Debit : 2,7897 m³/jam

Dimensi

Diameter : 0,5392 m

Tinggi : 1,3568 mm

Pencuci : NaOH 10%

9. *Deaerator (DE)*

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan boiler untuk mengurangi terjadinya korosi.

Jenis : Tangki silinder horizontal dengan *flanged and standard dished head*

Kapasitas desain: 13,9486 m³

Waktu tinggal : 5 jam

Dimensi

Tinggi : 12,7225 m

Diameter : 1,2057 m

10. *Boiler Feed Water Tank*

Fungsi : Menampung air untuk umpan boiler dan menampung kondensat sebelum diumpankan sebagai umpan dalam boiler.

Jenis : Tangki silinde tegak

Waktu tinggal : 24 jam

Densitas : 1000 kg/m³

overdesign : 0,2

Jumlah air yang diolah (W) sebanyak 3.254,6702 kg/jam

Volume Tangki: $1,2 \times W / \text{densitas} = 93,7345 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

$$V = P \times L \times T = 2T \times T \times T = 2T^3$$

$$\text{Diameter} = (4V/2 \text{ phi})^{1/3} = 3,9084 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times \text{Diameter} = 7,8168 \text{ m}$$

11. Bak penampungan sementara air proses dan umpan boiler

Fungsi : Menampung air untuk umpan boiler

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Waktu tinggal : 24 jam

Kapasitas desain: 66,9532 m³

Dimensi

Tinggi : 3,2229 m

Panjang : 6,4458 m

12. Tangki penampungan sementara air proses (*cooling tower*)

Fungsi : Menampung sementara air untuk *cooling tower*

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Waktu tinggal : 5 jam

Kapasitas desain: 6,8880 m³

Dimensi

Tinggi = Lebar: 2,5813 m

Panjang : 5,1627 m

6.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* bertugas untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi. Air untuk boiler akan dipompa dari tangki penyimpanan menuju boiler untuk selanjutnya dipanaskan menggunakan suhu dan tekanan tertentu secara terus menerus. Bahan bakar yang digunakan yaitu solar dan listrik. Kebutuhan *steam* yaitu untuk HE-01 , HE-02, jaket pemanas R-01 dan RB-01.

Spesifikasi boiler tersebut sebagai berikut :

Jenis : *Water tube boiler*
Jumlah : 1 buah
Kebutuhan *steam* : 2.324,7644 kg/jam
Tekanan *steam* : 4,6339 atm
Suhu *steam* : 150°C
Kebutuhan bahan bakar : 217,3842 kg/jam

Air umpan boiler masih mengandung sedikit *total dissolved solid* (TDS) dan *total suspended solid* (TSS). TDS dan TSS tidak akan menguap meskipun air umpan boiler dipanaskan, sehingga jika dibiarkan maka lama kelamaan akan menimbulkan kerak, hal tersebut akan mengganggu laju alir air dan menurunkan efisiensi boiler. Untuk mengurangi timbulnya kerak dilakukan optimasi laju *blowdown*. Mencegah terjadinya akumulasi padatan yang dibawa air umpan boiler dengan membuang sebagian cairan disebut *blowdown*. *Steam* yang telah digunakan akan diembunkan kembali menjadi air, dan diolah kembali menjadi *steam*. Tetapi tidak semua *steam* dapat diembunkan kembali, karena adanya *blowdown*. Oleh karena itu diperlukan *make up air*.

Steam yang digunakan adalah *steam* jenuh, kebutuhan *steam* dibagi menjadi

2. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* pemanas H E-01, HE-02, HE-03, Jaket R-01 dan RE-01 maka digunakan *steam* jenuh dengan suhu 150°C dan tekanan 4,6339 atm.

6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan meteil salisilat di peroleh melalui 2 sumber, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Berikut adalah

kebutuhan listrik pabrik metil salisilat:

- a. Listrik untuk alat proses : 12,3041 kWh
- b. Listrik untuk alat utilitas : 11,0438 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol : 5,8370 kWh
- d. Listrik untuk kantor dan rumah tangga : 250 kWh
- e. Listrik untuk penerangan dan AC : 200 kWh

Maka total kebutuhan listrik pabrik adalah 479,18 kWh dengan *over design* 20%, maka kebutuhan listrik total adalah 575,02 kWh/jam.

6.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Penyediaan udara tekan untuk memenuhi kebutuhan udara guna menggerakkan instrument dengan system pneumatik. Berikut adalah asumsi kebutuhan udara:

Konsumsi udara untuk 1 alat kontrol : 45 L/menit

Jumlah alat kontrol : 23 buah

Total udara yang dibutuhkan adalah 62 m³/jam dan *over design* 20% maka total keseluruhannya adalah 62 m³/jam pada STP. Udara instrument biasanya memiliki tekanan 3,7211 atm (40 psig). Sumber udara yang digunakan adalah udara lingkungan yang sebelumnya telah melalui penyaringan dan pengeringan terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan airnya menggunakan *silica gel*.

1. Kompresor udara *pneumatik*

Berfungsi untuk menaikkan tekanan udara dari tekanan lingkungan menjadi tekanan 3,7211 atm dengan jenis *centrifugal compressor*.

2. Tangki udara *pneumatik*

Berfungsi untuk menampung dan mengeringkan udara dengan *silica gel*. Kebutuhan silica sebesar 8 kg/jam dan regenerasi selama 7 hari. Diperoleh volume tangki 8,2298 m³ dan diameter sama dengan tinggi yaitu 2,1886 m.

6.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan *diesel* untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar *diesel* biasanya menggunakan minyak *diesel* atau IDO (*industrial diesel oil*), dan bahan bakar boiler menggunakan *fuel oil*.

6.6 Unit pengolahan limbah

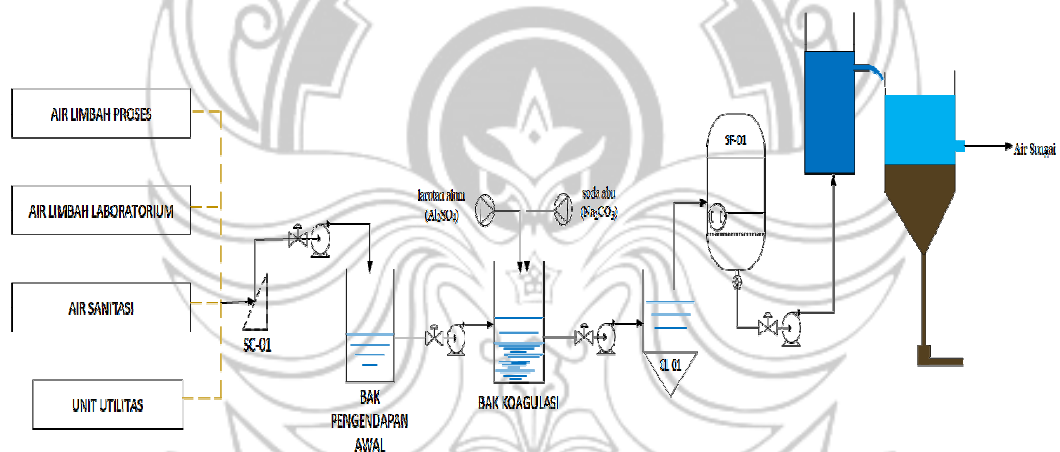
Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini berupa limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah cair proses merupakan keluaran dari separator. Hasil bawah separator mengandung banyak air, natrium sulfat, kalsium klorida sedikit natrium salisilat, methanol dan metal salisilat. Limbah tersebut diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

Limbah cair utilitas berasal dari sisa air regenerasi resin mengandung asam yang berasal dari proses regenerasi resin mengandung asam yang berasal dari proses regenerasi resin kation *exchanger* dan basa yang berasal dari proses regenerasi resin anion *exchanger*. Penanganan limbah cair ini adalah dengan proses netralisasi. Proses netralisasi dilakukan dengan *system batch* karena aliran

limbah sedikit dan kualitas air buangan cukup tinggi.

Air buangan sanitasi mengandung bakteri-bakteri dari berbagai sumber kotoran. Penanganan limbah ini dengan menggunakan lumpur aktif dan *cahypochlorie* sebagai disinfektan.

Air limbah laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH)



dan *biological treatment*.

Gambar 6.2 Pengolahan air limbah pabrik metil salisilat

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas yang diinginkan, perlu adanya suatu alat yang mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan diatas perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan pekerja.

7.1 Instrumentasi

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk (indikator), perekam (*recorder*), pengendali (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti: temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat. Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Pada dasarnya alat control hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kualitas dan kuantitas produk yang dihasilkan. Tujuan pemasangan instrumentasi adalah:

- Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
- Mengatur laju produksi agar berada dalam batas yang direncanakan.
- Kualitas produksi lebih terjaga dan terjamin. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.

- Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan.
- Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperlukan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses.
- Faktor ekonomi.

Dalam prarancangan pabrik metil salisilat ini, instrumentasi yang digunakan berupa alat *control* otomatis maupun manual, hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis. Namun demikian tenaga manusia sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses. Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah:

a. *Temperatur Controller* (TC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan suhu, agar beroperasi pada temperatur konstan.

b. *Flow Controller* (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida yang melalui perpipaan.

c. *Pressure Controller* (PC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan, agar beroperasi

pada tekanan konstan.

d. *Level Indicator (LI)*

Dipasang pada storage untuk mengukur volume pada *storage*.

e. *Feed Ratio Controller (FRC)*

Dipasang pada alat yang membutuhkan pengendalian berupa perbandingan bahan yang akan masuk.

7.2 Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawannya. Juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja. Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetap juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar. Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah:

a. Lingkungan fisik

Lingkungan kerja meliputi: mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan

perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembeli, penyusunan peralatan dsb..

b. Latar belakang kerja

Sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya. Sifat/karakter tersebut meliputi:

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan.
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur diatas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja yang disebabkan karena, antara lain:

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi perusahaan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Secara umum pada prarancangan metil salisilat ini terdapat 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu:

1) Bahaya kebakaran dan peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi.

Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh:

- Terjadinya hubungan singkat (*korsleting*) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin *fax*, *answering machine*, dll.
- Ledakan yang diakibatkan tangki bahan baku yang bertekanan tinggi.
- Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain:
 - Pemasangan pipa air mengalir (*water hydrant*) di seluruh areal pabrik.
 - Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau di setiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
 - Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
 - Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa dengan sebaik mungkin agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
 - Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *standard operating prodecures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

2) Bahaya mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat

proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah:

- Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
- Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
- Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa.

3) Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang kesehatan dan keselamatan kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, *safety belt*, sepatu, sarung tangan dll.) dan mengetahui

bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki *storage*. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (*world health organization*) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktivitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti berikut:

a. Pakaian kerja

Pakaian kerja pria yang melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung, tidak berdasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya. Digunakan pada laboratorium, unit proses dan *storage*.

b. Kacamata

Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam tergantung kebutuhan dan resiko yang akan terjadi.

c. Sepatu pengaman/karet

Sepatu pengaman yang dapat melindungi kaki dari kecelakaan-kecelakaan yang dapat menimpa kaki seperti paku, atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak serta dari bahaya terbakar karena logam cair atau bahan kimia korosif lainnya, serta kemungkinan tersandung atau tergelincir. Lokasi pengaman pada *storage* dan unit proses.

d. Sarung tangan

Sarung tangan yang dapat melindungi tangan dari bahaya yang dapat menimpa tangan, serta jari dan tangan harus bebas. Berada pada storage di laboratorium.

e. *Helm* pengaman

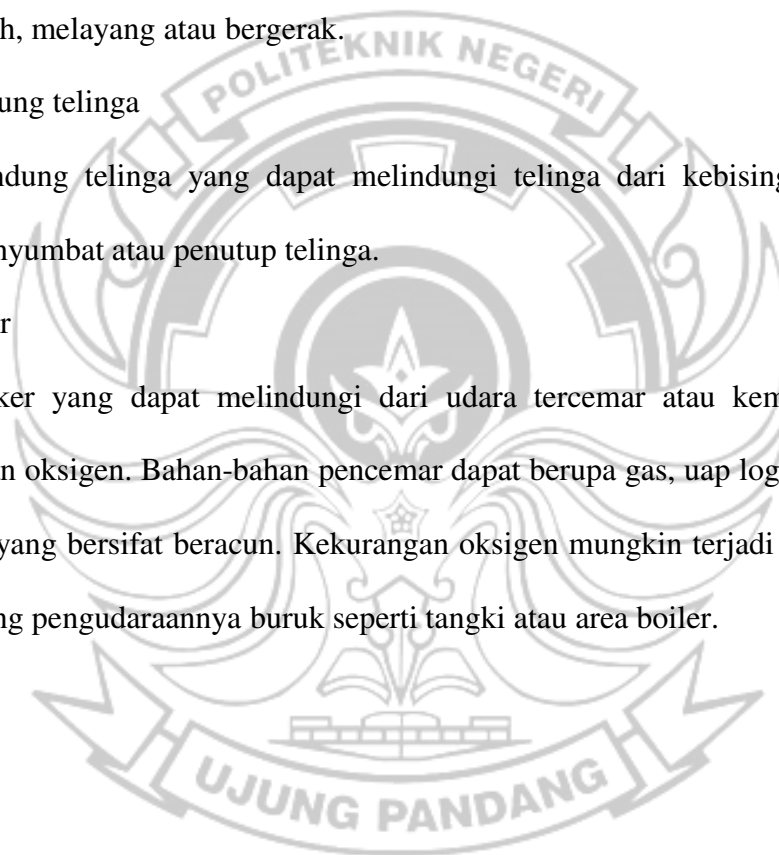
Helm pengaman yang cukup keras dan kokoh tetapi ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan tetapi dapat melindungi dari kemungkinan tertimpa benda jatuh, melayang atau bergerak.

f. Pelindung telinga

Pelindung telinga yang dapat melindungi telinga dari kebisingan dapat berupa penyumbat atau penutup telinga.

g. Masker

Masker yang dapat melindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen. Bahan-bahan pencemar dapat berupa gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat beracun. Kekurangan oksigen mungkin terjadi ditempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau area boiler.



BAB VIII

MANAJEMEN ORGANISASI PERUSAHAAN

Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik. Pabrik metil salisilat direncanakan mempunyai:

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan usaha : Industri Metil Salisilat
Lokasi perusahaan : Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur

Bentuk Perseroan Terbatas (PT) kekuasaan tertinggi berada ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS) yang mempunyai hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan. Berikut faktor-faktor dipilihnya bentuk perusahaan tersebut:

1. Mudah untuk mendapat modal, yaitu dengan cara menjual saham perusahaan,
2. Kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan, karena tanggung jawab pemegang saham terbatas,
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris,
4. Tidak terpengaruh pada berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan,

5. Para pemegang saham dapat memilih orang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman,

6. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal dengan jumlah yang besar dari masyarakat, sehingga PT dapat memperluas usaha.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini terdiri atas direktur utama, direktur, kepala bagian, kepala seksi, kepala shift, karyawan dan operator. tanggung jawab, tugas dan wewenang tertinggi terletak pada pucuk pemimpin yang terdiri dari direktur utama dan direktur yang disebut dewan direksi. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Anggota Tahunan. Perincian jumlah dan tingkat pendidikan karyawan adalah sebagai berikut :

1. Direktur Utama

Tugas : Memimpin kegiatan pabrik secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan pabrik serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi (S-2, Minimal S-1 dan berpengalaman minimal 4 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 4

tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

3. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah yang berkaitan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

4. Kepala Bagian

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

2) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

- 3) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi
- Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
- Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro
- Jumlah : 1 Orang
- 4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
- Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, dan pembukuan keuangan.
- Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)
- Jumlah : 1 Orang
- 5) Kepala Bagian Administrasi
- Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.
- Pendidikan : Sarjana Manajemen/Sosial Politik (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)
- Jumlah : 1 Orang
- 6) Kepala Bagian Umum
- Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan.
- Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Sosial Politik (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 3 tahun dibidangnya)
- Jumlah : 1 Orang

5. Kepala Seksi dan Karyawan

1) Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 8 Orang

- 4 Orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 4 Orang Operator (STM/SLTA)

2) Kepala Seksi Utilitas

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 8 Orang

- 4 Orang kepala *shift* (D3 Teknik Kimia)

- 4 Orang Operator (STM/SLTA)

3) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukung lainnya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2

tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 6 Orang

- 2 Orang kepala *shift* (D3 Teknik Mesin)
- 4 Orang Operator (STM/SLTA)

4) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro (S-2, Minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 Orang

- 2 Orang kepala *shift* (D3 Teknik Elektro)
- 2 Orang Operator (STM/SLTA)

5) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berkaitan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 Orang

- 2 Orang Staf I (D3 Teknik Kimia/Teknik Mesin)
- 2 Orang Staf II (D3 Teknik Kimia/Teknik Mesin)

6) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 6 Orang

- 1 Orang Staf I (S1 Teknik Kimia)

- 2 Orang Staf II (D3 Analisis Kimia)

- 3 Orang Operator (STM/SLTA)

7) Kepala Seksi Keuangan

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

4 Orang

Bawahan : - 1 Orang Staf I (S1 Ekonomi/Akuntansi)

- 1 Orang Staf II (D3 Akuntansi)

- 2 Orang Staf III (SMEA)

8) Kepala Seksi Pemasaran

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 Orang

- 1 Orang Staf I (S1 Ekonomi/Pemasaran)

- 1 Orang Staf II (D3 Akuntansi)

- 2 Orang Staf III (SMEA)

9) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berkaitan dengan rumah tangga perusahaan dan tata usaha kantor.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Hukum (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 Orang

- 2 Orang Staf I (D3 Manajemen Perusahaan)

- 2 Orang Staf II (SLTA)

10) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berkaitan dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Psikologi Industri (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 Orang

- 2 Orang Staf I (D3 Komunikasi/Psikologi)
- 2 Orang Staf II (SLTA)

11) Kepala Seksi Humas dan Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, masyarakat, dan mengawasi secara langsung masalah keamanan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Komunikasi/Psikologi/Hukum (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman 2 tahun dibidangnya)

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 9 Orang

- 1 Orang Staf I (S1 Ilmu Komunikasi)
- 2 Orang Kepala Regu Keamanan (SMA)
- 6 Orang Satpam (SMA)

12) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

Pendidikan : Dokter

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 3 Orang

- 1 Orang Staf I (Dokter)
- 2 Orang Pegawai Shift (D3 Hiperkes/Akper)

6. *Driver*

Diperkirakan keperluan tenaga *driver* sejumlah 5 orang (SLTP/SLTA)

7. *Cleaning Service*

Diperkirakan keperluan tenaga *cleaning service* dan pesuruh sejumlah 10 orang (SD/SLTP)

Komposisi karyawan berdasarkan pendidikan :

1. Sarjana (S2)	= 1 Orang
2. Sarjana (S1)	= 25 Orang
3. Ahli Madya (D3)	= 25 Orang
4. SLTA/STM	= 37 Orang
5. SD/SLTP	= 12 Orang
Jumlah	= 100 Orang

Cuti Tahunan

Karyawan memiliki hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

Hari Libur Nasional

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

Kerja Lembur (*Overtime*)

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

Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Berikut adalah sistem penggajian karyawan :

Tabel 8.1 Sistem penggajian karyawan

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN		TOTAL
1	Direktur utama	1	Rp 25.000.000,00	Rp	25.000.000,00
2	direktur teknik dan produksi	1	Rp 20.000.000,00	Rp	20.000.000,00
3	Direktur administrasi dan pemasaran	1	Rp 20.000.000,00	Rp	20.000.000,00
4	Kepala bagian proses dan utilitas	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
5	Kepala bagian pemeliharaan, listrik dan instrumentasi	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
6	Kepala bagian penelitian, pengembangan dan pengendalian mutu	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
7	Kepala bagian keuangan dan pemasaran	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
8	Kepala bagian administrasi	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
9	Kepala bagian umum	1	Rp 16.000.000,00	Rp	16.000.000,00
10	Kepala seksi proses	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
11	Kepala seksi utilitas	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
12	Kepala seksi pemeliharaan dan perbaikan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
13	Kepala seksi listrik dan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00

	instrumentasi					
14	Kepala seksi penelitian dan pengembangan	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
15	Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
16	Kepala seksi keuangan	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
17	Kepala seksi pemasaran	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
18	Kepala seksi tata usaha	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
19	Kepala seksi personalia	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
20	Kepala seksi humas dan keamanan	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
21	Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja	1	Rp 12.000.000,00	Rp		12.000.000,00
22	Kepala <i>shift</i> unit proses	4	Rp 10.000.000,00	Rp		40.000.000,00
23	Kepala <i>shift</i> unit utilitas	4	Rp 10.000.000,00	Rp		40.000.000,00
24	Kepala <i>shift</i> unit pemeliharaan dan perbaikan	2	Rp 10.000.000,00	Rp		20.000.000,00
25	Kepala <i>shift</i> unit listrik dan instrumentasi	2	Rp 10.000.000,00	Rp		20.000.000,00
26	Kepala <i>shift</i> keamanan	2	Rp 10.000.000,00	Rp		20.000.000,00
27	Staf I unit penelitian dan pengembangan	2	Rp 8.000.000,00	Rp		16.000.000,00
28	Staf I unit laboratorium dan pengendalian mutu	1	Rp 8.000.000,00	Rp		8.000.000,00
29	Staf I unit keuangan	1	Rp 8.000.000,00	Rp		8.000.000,00
30	Staf I unit pemasaran	1	Rp 8.000.000,00	Rp		8.000.000,00
31	Staf I unit tata usaha	2	Rp 8.000.000,00	Rp		16.000.000,00
32	Staf I unit peronalia	2	Rp 8.000.000,00	Rp		16.000.000,00
33	Staf I unit humas dan	1	Rp 8.000.000,00	Rp		9.000.000,00

	keamanan				
34	Staf I unit kesehatan dan keselamatan kerja	1	Rp 8.000.000,00	Rp	9.000.000,00
35	Staf II unit penelitian dan pengembangan	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
36	Staf II unit laboratorium dan pengendalian mutu	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
37	staf ii unit keuangan	1	Rp 7.000.000,00	Rp	7.000.000,00
38	Staf II unit pemasaran	1	Rp 7.000.000,00	Rp	7.000.000,00
39	Staf II unit tata usha	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
40	Staf II unit personalia	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
41	Staf III unit keuangan	2	Rp 5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
42	Staf III unit pemasaran	2	Rp 5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
43	Operator unit proses	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
44	Operator unit utilitas	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
45	Operator unit pemeliharaan dan perbaikan	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
46	Operator unit listrik dan instrumentasi	2	Rp 6.000.000,00	Rp	12.000.000,00
47	Operator unit laboratorium dan pengendalian mutu	3	Rp 6.000.000,00	Rp	18.000.000,00
48	Satpam	6	Rp 3.500.000,00	Rp	21.000.000,00
49	Karyawan kesehatan dan keselamatan kerja	2	Rp 5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
50	<i>Driver</i>	5	Rp 2.500.000,00	Rp	7.500.000,00
51	<i>Cleaning service</i>	10	Rp 2.000.000,00	Rp	20.000.000,00
Jumlah		100		Rp	788.500.000,00
1 Tahun				Rp	9.462.000.000,00

Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan:

1. Karyawan non-*shift* (harian)

Hari Kerja : Senin - Kamis

Jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00 Hari Kerja : Jum'at

Jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30 Hari sabtu dan minggu libur

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 grup yaitu A, B, C dan

D. Jadwal kerja karyawan *shift* dibagi menjadi :

- *shift* pagi (*day shift*) : 07.00 – 15.00
- *shift* sore (*swing shift*) : 15.00 – 23.00
- *shift* malam (*night shift*) : 23.00 – 07.00

Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur.

Siklus pergantian *shift* selama 10 hari dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 8.2 Pergantian *shift* selama 10 hari

<i>Shift</i>	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Day	A	A	B	B	C	C	D	D	A	A
Swing	D	D	A	A	B	B	C	C	B	B
Night	C	C	D	D	A	A	B	B	C	C
Free	B	B	C	C	D	D	A	A	B	B

1 siklus terdiri dari 8 hari, dengan perincian 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 2 hari *shift* malam, dan 2 hari libur.

BAB IX

LAY OUT/TATA LETAK PABRIK

9.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal terpenting yang dapat mempengaruhi distribusi bahan baku dan pemasaran produk. Salah satu faktor yang sangat berpengaruh adalah lokasi pabrik yang dekat dengan pasar, berikut adalah beberapa faktor lain yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik :

a. Pemasaran

Lokasi pemasaran ini sangat berpengaruh terkait dengan harga jual, biaya transport dan keuntungan pabrik. Berikut adalah hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai pemasaran :

- Daerah pemasaran produk
- Jumlah pesaing (competitor) yang ada dan pengaruhnya
- Kemampuan daya serap pasar
- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik
- Sistem pemasaran yang digunakan

b. Ketersediaan bahan baku

Untuk menekan biaya transportasi pengiriman bahan baku, sebaiknya pabrik didirikan dekat dengan lokasi pengambilan bahan baku. Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Lokasi pengambilan bahan baku
- Kapasitas bahan baku dari *Suplier*

- Penanganan dari bahan baku
- Kemungkinan memperoleh bahan baku dari sumber yang lain

c. Kondisi iklim

Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan mengenai kondisi iklim :

- Keadaan lingkungan alam yang sulit akan menambah biaya konstruksi pembangunan pabrik
- Kecepatan dan arah angin
- Kemungkinan terjadinya gempa bumi
- Pengaruh alam sekitar terhadap perluasan pada masa mendatang

d. Sumber air

Air digunakan untuk memenuhi kebutuhan alat proses, seperti air pendingin, *steam*, dan untuk umpan air boiler. Air juga digunakan untuk memenuhi kebutuhan sanitasi dan kebutuhan lainnya. Sumber air dapat diperoleh dari sungai, air tanah dan dari instalasi penyedia air. Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air :

- Kapasitas dari sumber air
- Kualitas dari sumber air
- Jarak sumber air dari lokasi pabrik
- Pengaruh musim terhadap kemampuan sumber air untuk menyediakan air sesuai dengan kebutuhan rutin pabrik
- Polusi air tidak boleh melebihi ambang batas yang ditetapkan

e. Sumber listrik

Listrik digunakan untuk mengoperasikan peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan kantor dan penerangan. Sumber listrik diperoleh dari PLN, dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

f. Kebutuhan tanah dan pengembangannya

Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan dalam kebutuhan tanah dan pengembangannya :

- Iklim
- Kondisi tanah
- Harga tanah

g. Transportasi

Untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dan pemasaran produk, maka perlu diperhatikan akses jalan yang mudah. Seperti pabrik dekat dengan jalan raya, dekat pelabuhan untuk kepentingan ekspor-impor, dekat sungai yang dapat dilalui perahu atau sampan, dan dekat dengan landasan pacu untuk memenuhi kebutuhan melalui transportasi udara.

h. Tenaga kerja

Untuk mengontrol dan menjalankan pabrik maka diperlukan tenaga ahli yang terampil dan terdidik. Tenaga kerja tersebut dapat berasal dari sekolah kejuruan, akademi maupun perguruan tinggi.

i. Lingkungan dan masyarakat

Lokasi pabrik juga perlu mempertimbangkan lingkungan dan masyarakat sekitar, apakah jika didirikan pabrik di daerah pemukiman akan mengganggu atau menimbulkan masalah di area tersebut atau tidak.

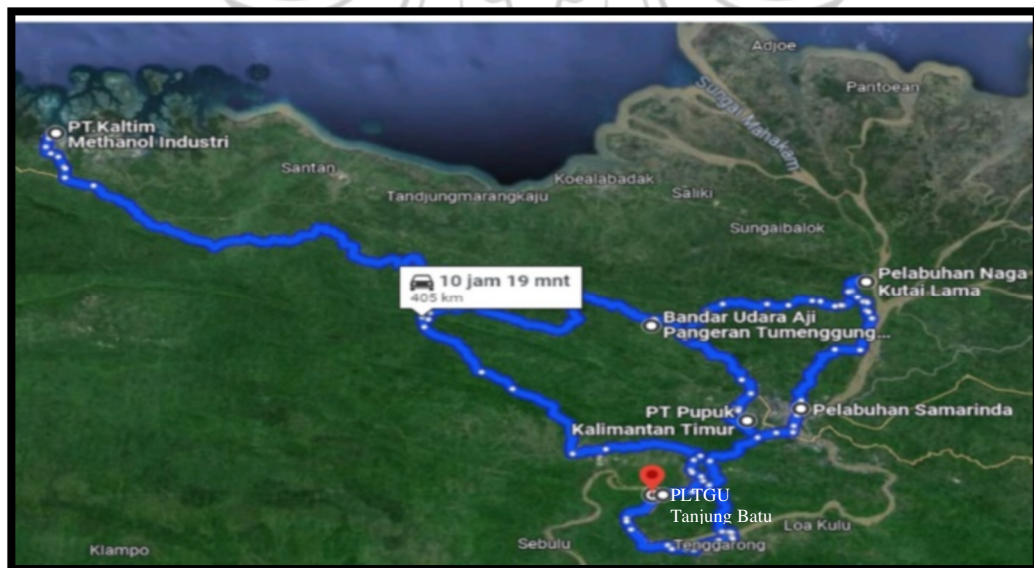
j. Peraturan pemerintah / daerah

Mematuhi peraturan sesuai dengan peraturan daerah maupun Undang-Undang yang ada, terkait dengan perpajakan dan asuransi, pengolahan limbah, upah minimum, jam kerja maksimum.

k. Limbah pabrik

Pengolahan limbah dilakukan untuk menjaga lingkungan sekitar agar tidak tercemar atau bahkan menjadi rusak karena limbah pabrik yang tidak diolah terlebih dahulu.

Berdasarkan faktor – faktor tersebut, maka pabrik direncanakan didirikan di Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur. Bisa dilihat pada Gambar 9.1



Gambar 9.1 Lokasi pabrik

Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur dipilih berdasarkan faktor-faktor pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku metanol diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri Bontang, Kalimantan Timur. Sedangkan bahan baku asam salisilat di impor dari Nantong Chem-Base Co.,Ltd, Cina. Dan katalis asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik.

2. Fasilitas transportasi

Transportasi darat dan laut relatif baik, sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk.

3. Letak daerah

Di daerah Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur masih tersedia lahan yang cukup luas, dengan fasilitas penunjang seperti listrik, air, dan bahan bakar yang cukup baik.

4. Tenaga kerja

Daerah Kutai Kartanegara, Kalimantan Timur merupakan daerah yang berada di Ibukota Negara sehingga kepadatan penduduknya cukup tinggi, karena lokasinya yang berada di IKN, tenaga kerja dari tenaga berpendidikan tinggi, menengah ataupun tenaga kerja terampil dan *engineer* dapat diperoleh di daerah sekitar pabrik. Disamping itu, pendirian pabrik metil salisilat juga dapat mengurangi angka pengangguran di daerah setempat.

5. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah ibukota negara, sehingga dapat

memudahkan dalam perijinan pabrik. Pabrik yang didirikan harus jauh dari pemukiman dan tidak mengurangi lahan produktif pertanian agar tidak menimbulkan dampak negatif bagi masyarakat dan lingkungan.

9.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak merupakan tempat keseluruhan dari pabrik yang meliputi unit proses, kantor, mushollah, unit utilitas, dan sebagainya. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu :

1. Penempatan peralatan produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja dan ditata dengan baik, sehingga proses kerja lebih efektif dan memberikan keamanan bagi pekerja
2. Letak peralatan harus mempertimbangkan factor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama saat *turn around* pabrik. Pemilihan lokasi memungkinkan untuk dilakukan perluasan pabrik di masa yang akan datang
3. Distribusi utilitas tepat dan efisien, sehingga masalah pembuangan limbah perlu diperhatikan agar tidak mengganggu lingkungan dan tidak menimbulkan polusi
4. Peralatan yang berisiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan kerja
5. Jalanan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan factor keselamatan pekerja, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan lancar. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat

6. Letak peralatan pengukuran dan control harus mudah dijangkau operator dan jarak kantor dan gudang mudah dijangkau dari jalan utama
7. Keselamatan dan keamanan kerja karyawan

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka pengaturan tata letak pabrik Metil Salisilat direncanakan sebagai berikut :

- 1) Area proses

Area proses merupakan pusat bagian kegiatan proses produksi metil salisilat. Area ini diletakkan di lokasi yang memudahkan *suplay* bahan baku dari tempat penyimpanan dan pengiriman produk ke area penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan peralatan. Pada area ini terdapat ruang *control* yang akan mengontrol jalannya proses tersebut.

- 2) Area penyimpanan

Area penyimpanan merupakan tempat untuk menyimpan bahan baku dan produk yang dihasilkan. Penyimpanan bahan baku dan produk diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatana pengangkutan.

- 3) Area Pemeliharaan dan Perbaikan

Area ini merupakan area untuk kegiatan pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik yang berupa bengkel dan gudang teknik. Area ini diletakkan di luar daerah proses karena adanya aktivitas di dalam bengkel yang berdampak negatif bagi jalannya proses

- 4) Area laboratorium

Area ini merupakan area untuk melakukan analisis terhadap kualitas bahan baku yang akan digunakan, produk yang dihasilkan, dan melakukan

penelitian serta pengembangan terhadap produk yang dihasilkan. Oleh karena itu, area ini dirancang dekat dengan area proses.

5) Area utilitas

Area ini merupakan area yang menyediakan keperluan pendukung jalannya proses yang berupa penyediaan air, penyediaan listrik, dan penyediaan bahan bakar.

6) Area perkantoran

Area ini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang menyangkut kepentingan internal dan eksternal pabrik yang mencakup ruang serbaguna.

7) Area fasilitas umum

Area ini terdiri atas masjid, kantin, klinik, taman dan tempat parkir. Area ini diletakkan secara efektif dan strategis agar waktu perjalanan yang diperlukan untuk karyawan tiap gedung dapat sesingkat mungkin.

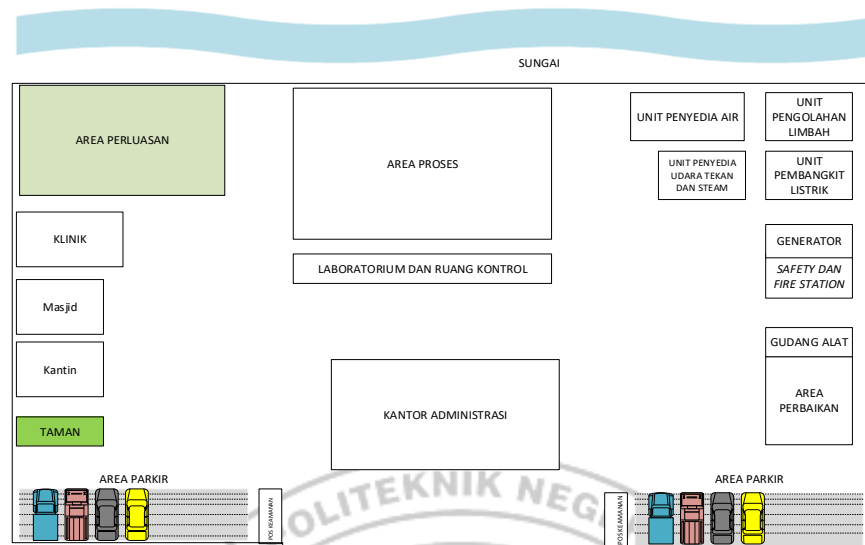
8) Area perluasan

Area ini dimaksudkan untuk persiapan perluasan pabrik dimasa mendatang. Perluasan pabrik dilakukan untuk meningkatkan kapasitas produksi karena meningkatnya permintaan produk.

9) Pos keamanan

Pos keamanan diletakkan pada pintu masuk dan keluar pabrik. Pos keamanan diperlukan agar keamanan pabrik dapat terjaga.

Sketsa tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 9.2



Gambar 9.2 Tata letak pabrik

9.3 Estimasi Area Pabrik

Pabrik direncanakan didirikan diatas tanah seluas 30.000 m² dengan rincian pada tabel 9.1 berikut :

Tabel 9.1 Perincian Luas Area Pabrik Metil Salisilat

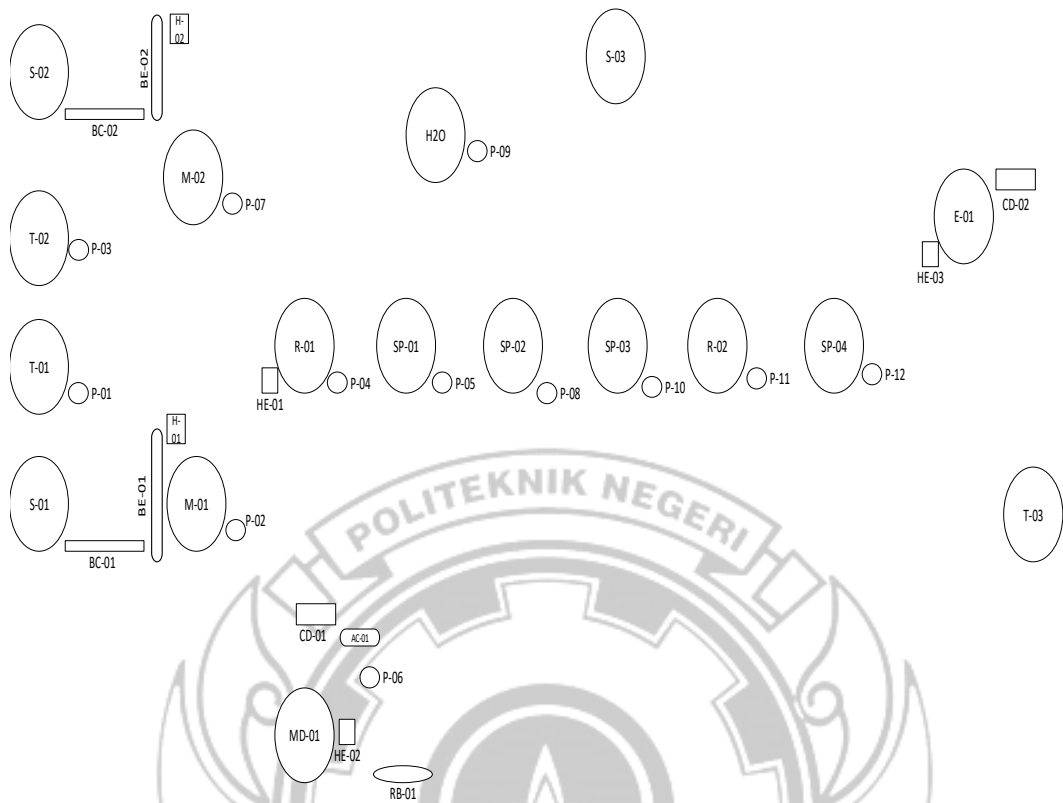
No	Bangunan	Total Luas (m ²)
1	Pos keamanan	30
2	Kantor	600
4	Masjid	220
5	Kantin	220
6	Klinik	200
7	Laboratorium dan Ruang Kontrol	1000
8	Area perbaikan	400
9	Area parkir	240
10	Gudang alat	350
11	Unit utilitas	1200
12	Unit proses	6000
13	Area perluasan	4000
14	Jalan dan Taman	2000
Total		16460

9.4 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses diusahakan sesuai dengan urutan kerja dan fungsi alat agar lebih efisien, keselamatan, dan kelancaran kerja dari para karyawan serta keselamatan proses dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Biaya produksi diminimalisasi dengan menempatkan peralatan sedemikian rupa sehingga alat transportasi yang digunakan lebih efisien.
2. Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, memberikan ruang gerak bagi pekerja dalam melaksanakan aktivitas produksi, dan diletakkan pada posisi yang tepat, mudah dijangkau.
3. Pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya, dan agar peralatan dapat berumur panjang.
4. Alat-alat yang beroperasi pada temperatur tinggi perlu diisolasi untuk memperkecil resiko terjadinya suatu hal yang tidak diinginkan pada karyawan, seperti kebakaran, ledakan atau kebocoran dari peralatan dalam suatu pabrik. Selain itu perlu dibangun 2 pintu keluar (pintu utama dan pintu darurat) yang dapat memudahkan para karyawan untuk menyelamatkan diri bila terjadi kecelakaan.

Tata letak alat proses dapat dilihat pada Gambar 9.3



Gambar 9.3 Tata letak alat proses

Keterangan :

AC	<i>Accumulator</i>	MD	Menara Distilasi
BC	<i>Bucket Elevator</i>	P	Pompa
BE	<i>Bucket Elevator</i>	R	Reaktor
CD	<i>Condensor</i>	RB	Reboiler
E	Evaporator	S	Silo
H	<i>Hopper</i>	SP	<i>Separator Drum</i>
HE	<i>Heat Exchanger</i>	T	Tangki Penyimpanan
M	<i>Mixer</i>		

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada prarancangan pabrik metil salisilat ini dibuat analisa atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Manufacturing Cost*) Meliputi :
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran umum (*General Expense*)
4. Analisa kelayakan
5. Analisa keuntungan

10.1 Penaksiran Harga

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun } X} \times \text{Harga tahun } X$$

Harga alat berdasarkan kapasitas :

$$\text{Harga alat Cap B} = \left(\frac{\text{Cap equip B}}{\text{Cap equip A}} \right)^{0,6} \times \text{Harga alat Cap A}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

- a. Tahun pengadaan alat : 2025
- b. Tahun pabrik selesai didirikan : 2028

10.2 Penentuan Investasi Modal Total (TCI)

Investasi modal total (*total capital investment*) yaitu banyaknya pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. Investasi modal total ini terdiri dari investasi modal tetap dan modal kerja.

1. Investasi modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

Investasi modal tetap (FCI) adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas dan peralatan manufaktur pabrik. Investasi modal tetap terdiri dari:

a. *Direct plant cost* (DPC)

Direct plant cost adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang mesin, peralatan proses dan peralatan

pendukung yang diperlukan untuk operasi pabrik. modal langsung ini terdiri dari *physical plant cost* dan *engineering and construction*. *Physical plant cost* terbagi lagi menjadi beberapa pengeluaran yaitu sebagai berikut (Aries, 1955) :

1. *Purchased Equipment Cost* (PEC), merupakan biaya pembelian alat baik alat proses maupun alat pendukung lainnya. Apabila alat yang dibeli adalah barang import, biasanya akan terkena biaya tambahan seperti biaya pengangkutan, asuransi, pajak, dan gudang.
2. Biaya pemasangan alat (instalasi), merupakan biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses maupun alat pendukung di lokasi pabrik.
3. Biaya pemipaan (*piping*), merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian maupun pemasangan pipa pada alat-alat proses maupun alat pendukung di lokasi pabrik.
4. Biaya insulasi, merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembelian maupun pemasangan sistem insulasi di dalam alat proses produksi ataupun alat pendukung yang memerlukan insulasi
5. Biaya instrumentasi dan alat kontrol, merupakan biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses maupun utilitas dengan suatu sistem pengendalian. Sistem pengendalian disini termasuk pembelian dan pemasangan instrumentasi dan alat-alat kontrol sesuai dengan kebutuhan.
6. Biaya instalasi listrik, merupakan biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam pendistribusian tenaga listrik. Biaya instalansi disini belum termasuk dengan alat penyedia listrik.

7. Biaya bangunan dan sarana, merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan di dalam lingkungan pabrik. Biaya bangunan dan sarana ini disesuaikan dengan kondisi daerah tempat didirikannya pabrik.

8. Biaya tanah dan perataan tanah, adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah (perataan), dan pembuatan jalan ke areal pabrik. Biaya pembelian tanah disesuaikan dengan harga pasaran di lokasi pendirian pabrik yaitu sebesar Rp 950.000,-/m².

9. *Enviromental*, adalah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya.

a. *Engineering and construction cost*

Engineering and construction cost merupakan biaya untuk keperluan *design engineering, field supervisor, temporary construction* dan *inspection*.

b. *Contractor's fee and contingency*

Contractor's adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Sedangkan *contingency* merupakan biaya kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi.

2. Modal kerja (*working capital*)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan bahan baku biasanya antara 1-4 bulan dan tergantung dari cepat atau lambatnya hasil produksi yang diterima.

3. *Plant Start Up*

Plant start up merupakan modal yang digunakan untuk menjalankan peralatan secara keseluruhan pertama kali. Biaya untuk *plant start up* ini sebesar Rp. 249.525.942.120. Modal ini berasal dari :

1. Modal sendiri

Besarnya modal sendiri adalah 60% dari total modal investasi, sehingga modal sendiri adalah sebesar Rp. 99.810.376.848.

2. Pinjaman dari bank

Besarnya modal pinjaman dari bank adalah 40% dari total modal investasi, sehingga pinjaman dari bank adalah Rp. 149.715.565.272

10.3 Penentuan Total Biaya Produksi (TPC)

Biaya produksi total merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi. Biaya produksi meliputi *Manufacturing Cost* (MC) dan *General expense*.

a. *Direct manufacturing cost*, adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, meliputi:

1. Biaya bahan baku (proses dan utilitas), yaitu biaya yang dikeluarkan untuk pembelian bahan baku yang digunakan dalam proses produksi sampai di tempat.
2. Gaji karyawan, yaitu biaya yang dikeluarkan untuk membayar upah karyawan baik karyawan *shift* maupun non-*shift*.
3. Perawatan (*maintenance*), yaitu biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses dan utilitas.

4. *Plant supplies*, yaitu biaya yang diperlukan untuk pengadaan *plant supplies*, antara lain *lubricants*, *charts* dan *gaskets*.
 5. *Royalties and patent*, yaitu biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). *Royalties* biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan.
 6. *Supervision*, yaitu gaji untuk semua personil yang bertanggung jawab terhadap pengawasan langsung pada proses produksi.
 7. Utilitas, meliputi kebutuhan steam, listrik, bahan bakar, udara tekan dan refrigerasi.
- b. *Indirect manufacturing cost* adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, meliputi (Aries, 1955) :
1. *Payroll overhead*, yaitu pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja dan keamanan.
 2. Laboratorium, yaitu biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin *quality control*. Besarnya biaya ini diestimasi sebesar 10%-20% dari gaji karyawan (Aries dan Newton, 1955).
 3. *Plant overhead*, yaitu biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk didalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan *engineering* (termasuk *safety* dan *protection*). Biaya *plant overhead* sebesar 5% total *production cost*.

4. *Packaging product* dan transportasi. Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan *container* produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya. Sedangkan biaya transportasi adalah biaya yang diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli.

c. *Fixed manufacturing cost*, merupakan harga yang dikenakan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, meliputi :

1. Depresiasi, yaitu biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.
2. *Property tax*, yaitu pajak *property* yang harus dibayar oleh pihak pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi di mana *plant* tersebut berdiri.
3. Asuransi, yaitu biaya asuransi pabrik, dimana semakin berbahaya *plant* tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

10.4 General Expense

General expense adalah pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*. *General expense* ini terdiri dari administrasi perlengkapan kantor, sales, riset, dan *finance*.

a. Biaya administrasi

Biaya administrasi adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, meliputi :

1. *Legal Fee and Auditing.*

Legal fee adalah biaya untuk *fee yang legal*, sedangkan *auditing* adalah biaya untuk membayar akuntan publik.

2. Peralatan kantor dan komunikasi.

Biaya ini digunakan untuk membeli peralatan kantor seperti kertas, tinta dan lain-lain serta untuk biaya komunikasi di lingkungan perusahaan seperti telpon dan internet.

b. *Sales expense sales*

Expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk didalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru.

c. Biaya riset

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk. Dari hasil perhitungan (Lampiran E) didapat total *general expense* sebesar Rp. 16.816.560.438. Maka biaya produksi total (TPC) didapatkan sebesar Rp. 186.850.671.533.

10.5 Total Penjualan

Produk	= Metil Salisilat
Jumlah produksi	= 314,12 kg/jam
Harga per liter	= Rp. 90.000
Harga per tahun	= Rp.223.904.522.160

A. Perkiraan laba usaha

Keuntungan	= Penjualan – TPC
	= Rp.37.053.850.627

Keuntungan sebelum pajak	= Rp.37.053.850.627
Pajak	= 30% Keuntungan sebelum pajak = Rp.11.116.155.188
Keuntungan setelah pajak	= Keuntungan sebelum pajak – pajak = Rp.25.937.695.439

B. Analisa kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan ekonominya. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan ekonomi antara lain adalah *Percent Profit on Sales (POS)*, *Percent Return On Investment (ROI)*, *Pay Out Time (POT)*, *Net Present Value (NPV)*, *Interest Rate of Return (IRR)*, *Break Even Point (BEP)*, dan *Shut Down Point (SDP)*.

A. *Percent Profit on Sales (POS)*

Percent profit on sales merupakan salah satu metode untuk menyatakan tingkat keuntungan dari produk yang dijual.

B. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

C. *Pay Out Time (POT)*

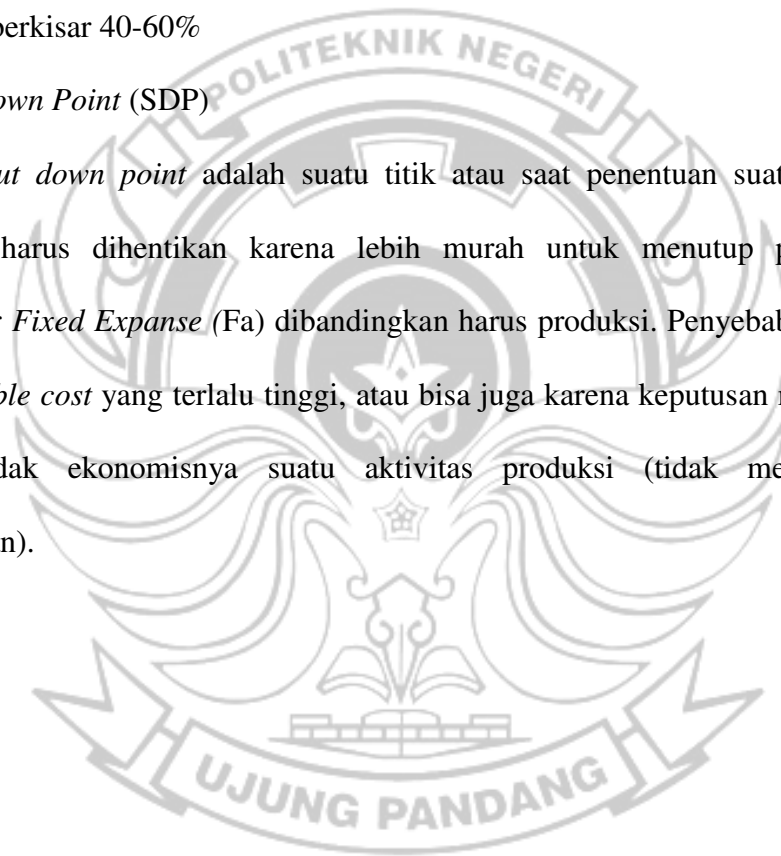
Pay out time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa lama investasi yang telah dilakukan akan kembali.

D. *Break Even Point* (BEP)

Break Event Point (BEP) adalah titik impas (suatu kondisi dimana pabrik menunjukkan biaya dan penghasilan jumlahnya sama atau tidak untung atau tidak rugi). Dengan nilai BEP kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan. Range nilai BEP yang masih diijinkan berkisar 40-60%

E. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Expanse* (Fa) dibandingkan harus produksi. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).



BAB XI

KESIMPULAN

Berdasarkan tinjauan dari bahan baku, kondisi operasi dan proses, maka pabrik metil salisilat digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah (*low risk*), karena kondisi operasinya baik temperatir maupun tekanan tidak tergolong ekstrim. Serta bahan baku dan produksinya memiliki tingkat *toxic*, *flammable* dan *explosive* rendah. Hasil analisa ekonomi pabrik metil salisilat dengan kapasitas 2.500 ton/tahun dapat dilihat sebagai berikut :

1. *Percent Return on Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 16 %.
2. *Pay Out Time* (POT) setelah pajak adalah 4,02 tahun.
3. *Break Event Point* (BEP) sebesar 58,33% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 30 – 60% kapasitas produksi.
4. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 18,74% yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti beroperasi karena akan mengalami kerugian.

Dari hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik metil salisilat dan metanol dengan kapasitas 2.500 ton/tahun ini layak untuk didirikan dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba, 2024. www.alibaba.com. Diakses 24 Maret 2024 Pukul 13.00.
- Aries, R.S., and Newton, R.D. (1954). "*Chemical Engineering Cost Estimation*",
Mc. Graw Hill Book Company Inc, New York.
- Arjuna, G. (2019). Natrium Bikarbonat Dari Natrium Karbonat Dengan Proses Karbonasi Kapasitas Produksi 60.000 Ton/Tahun. *Skripsi Thesis, ITN Malang.*, 1–11.
- Aura, M. S., & Zainul, R. (2019). *KARAKTERISASI DAN INTERAKSI MOLEKULAR ASAM SULFAT*.
- BPS, 2024. www.bps.go.id, diakses tanggal 24 Maret 2024
- Brown, G.G. (1950). "*Unit Operation*", pp. 131-143; 174-186; John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Candasavu, C. (1997). *Handbook of Chemical Engineering Pervaporation-assisted esterification of salicylic acid*. New Jersey Institut Of Technology.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. (1983). "*Chemical Engineering Design*", Vol. 6, pp. 157-161; 762-778, Pergamon Press, Oxford.
- Daniel, Priambodo, W.S., & Saleh, C. (2019). Pembuatan Metil Salisilat Menggunakan Katalis Asam Dengan Metode Tanpa Pelarut. *Jurnal Atomik*, 4(1), 41 – 44.
- Ditjen POM. (1997). *Farmakope Indonesia Edisi III*, Departemen Kesehatan Republik Indonesia, Jakarta.
- E-Farmakope Indonesia. Kementerian Kesehatan Republik Indonesia.

- Fatmawati, F. & Herlina, L. (2017). Validasi Metode dan Penentuan Kadar Asam Salisilat Bedak Tabur dari Pasar Majalaya. *EduChemia*, 2(II), 141-150.
- Geankoplis, J. Christie., (1978). "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International.
- Habibillah, F.R. & Agam, T. (2020). *Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Metanol dan Asam Salisilat Kapasitas Produksi 40.000 Ton/Tahun*. Universitas Gadjah Mada.
- Halimah. N. (2014). *Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Metanol dan Asam Salisilat Kapasitas Produksi 9.500 Ton/Tahun*. Surakarta:Universitas Muhammadiyah Surakarta.
- Harningsih, N., Sulaiman, S., & Iksari, E.D. (2014). *Optimization Of Sodium Bicarbonate And Citric Acid As Effervescent Component On Floating Tablets Nifedipine*. *Majalah Farmaseutik*, 10(1), 186 – 191.
- Herliati. (2021). *Bunga Rampai Proses Industri Kimia Penerbit: FTI Jayabaya Press*.
- Herni. (2022). *Prarancangan Pabrik Metil Salisilat dari Metanol dan Asam Salisilat Kapasitas Produksi 30.000 Ton/Tahun*. Lampung:Institut Teknologi Sumatera.
- Holiza, S. A., & Laude, R. S. (2020). *Pra Rancangan Pabrik Metil Salisilat Dari Metanol Dan Asam Salisilat Kapasitas 20.000 Ton/Tahun Perancangan Pabrik*. Yogyakarta.
- ICIS, 2018. *ICIS Chemical Business*. California: Reed Business
- Kern, D.Q. (1950). "*Process Heat Transfer*", pp. 110 - 115; 266 - 276; 468 - 474;

816; 828 - 834; 836 - 845, McGraw-Hill International Book Company Inc., New York.

Kurnianto, R. (2022). Pabrik Asam Salisilat Dari Fenol Dan Natrium Hidroksida Dengan Proses Karboksilasi Kapasitas 11.000 Ton / Tahun. *Proposal Pra Rencana Pabrik; Fakultas Teknik; Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Jawa Timur.*

Mawaddah, M., & Putri, W. I. (2018). Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Karbondioksida dan Hidrogen Kapasitas 55.000 Ton/Tahun. *Pra Rancangan Pabrik*, 1–16.

Nurlita, F., Dwipa, I.B.M.A., & Tika, I.N. (2014). Optimasi Proses Esterifikasi sam Salisilat dengan n-Oktanol. *Jurnal Wahana Matematika an Sains*, 8(1) 1–11.

Melinda, A. (2018). Laporan Praktikum Kimia Organik. *Sintesis Metil Salisilat*, 1–14.

Mc. Cabe, Smith, J.C, and Harriot, (1985). "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

PetroDMO (2024). *Petro Drilling Mining Oil*. diakses pada 20 Maret 2024 dari : <https://petrodmo.com/products/calcium-chloride-98-cacl2>.

Pusat Informasi Bioteknologi Nasional (2024). Ringkasan Senyawa PubChem untuk CID 4233, Metil Salisilat. diakses pada 20 Maret 2024 dari : <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Methyl-Salicylate>.

Priambodo, W. S., Saleh, C., Kimia, J., & Mulawarman, U. (2019). Pembuatan Metil Salisilat Menggunakan Katalis Asam Dengan Metode Tanpa Pelarut.

Atomik, 04(1), 41–44.

Rase, H.F., and Holmes, J.R. (1977). "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", Volume One : *Principles and Techniques*, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Suleman, N., Abas, & Papatungan, M. (2019). Esterifikasi dan Transesterifikasi Stearin Sawit untuk Pembuatan Biodiesel. *Jurnal Teknik*, 17(1), 66–77. <https://doi.org/10.37031/jt.v17i1.54>

Ulum, M. B., & Haka, M. R. (2022). Prarancangan Pabrik Asam Salisilat Dari Fenol Dan Karbon Dioksida Dengan Proses Kolbe-Schmitt Kapasitas. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 3(2), 59–63.

Utomo, R. K., & Maswiarso, A. (2019). Pra Rancangan Pabrik Kimia Kalsium Klorida Dari Asam Klorida Dan Batuan Kapur Dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun. *Pra Rancangan Pabrik, Universitas Islam Indonesia*.

Wirada, W. (2018). *Sintesis Metil Salisilat dan Aspirin*. Universitas Negeri Surabaya, 1-33.

Yaws, Carl, L. (1999). *Handbook of Chemical Engineering Data for Process Safety*. Gulf Publishing Company, Huston, Texas.

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 2.500 ton/tahun

Basis perhitungan = 100 kg asam salisilat/jam

Kemurnian metil salisilat = 95%

Jumlah hari operasi = 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Komponen	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)
Asam Salisilat	$C_7H_6O_3$	138
Metanol	CH_3OH	32
Metil Salisilat	$C_8H_8O_3$	152

Kapasitas produksi dalam satu jam operasi :

= Kapasitas (kg/tahun) / (hari kerja x jam kerja)

$$= \frac{2500000 \frac{kg}{tahun}}{330 \frac{hari}{tahun} \times 24 \frac{jam}{hari}}$$

= 315,66 kg/jam

Faktor pengali

= Kapasitas (kg/jam) / Basis

= 315,66 kg/jam / 100 kg asam salisilat/jam

= 3,16

1. Perhitungan neraca massa di mixer-01



Fungsi : untuk mencampurkan bahan baku asam salisilat dan methanol dari tangki penyimpanan.

Perbandingan Asam salisilat dan Metanol 1:8 (Chandavas, 1997).

Neraca massa komponen aliran F1

Aliran F1 terdiri atas :

1. Asam salisilat ($C_7H_6O_3$) : 99%
2. Air (H_2O) : 1%

Massa $C_7H_6O_3$ = Basis / Berat Molekul

$$= 100 \text{ kg/jam}$$

Massa H_2O = (massa asam salisilat / fraksi massa) – massa asam salisilat

$$= 2,89 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen aliran F2

Aliran F2 terdiri atas :

1. Metanol (CH_3OH): 99,85%
2. Air (H_2O) : 0,15%

Massa CH_3OH = Basis x 8 / Berat Molekul

$$= 2285,79 \text{ kg/jam}$$

Massa H_2O = (massa metanol / fraksi massa) – massa metanol

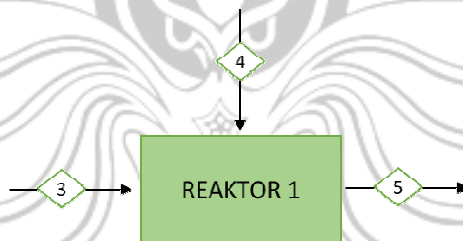
$$= 3,43 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa total di mixer-01

$$\begin{aligned} \text{Aliran F3} &= \text{Aliran F1} + \text{Aliran F2} \\ &= 288,61 \text{ kg/jam} + 2289,23 \text{ kg/jam} \\ &= 2577,84 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)
	F1	F2	F3
CH ₃ OH	-	2285,79	2285,79
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	-	285,72
H ₂ O	2,89	3,43	6,32
Subtotal	288,61	2289,23	2577,84
Total	2577,84		2577,84

2. Perhitungan neraca massa di reaktor-01



Fungsi : untuk mereaksikan larutan asam salisilat dan metanol dengan bantuan katalis asam salisilat.

Jumlah katalis yang digunakan adalah 3% dari total berat umpan (asam salisilat, air dan metanol).

$$\begin{aligned} \text{Total umpan masuk} &= \text{Aliran F3}/(1-3\%) \\ &= 2577,84 \text{ kg/jam}/(1-0,03) \\ &= 2657,56 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi Katalis} = 98\%$$

Komposisi aliran yang masuk dan keluar sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Aliran F3} &= \text{Total umpan masuk dari mixer 01} \\ &= 2577,84 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca massa komponen aliran F4

Aliran F4 terdiri atas :

1. Asam sulfat (H_2SO_4) : 98%
2. Air (H_2O) : 2%

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{Total umpan masuk} - \text{total umpan masuk dari mixer 01} \\ &= 2657,56 \text{ kg/jam} - 2577,84 \text{ kg/jam} \\ &= 79,73 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O} &= (\text{massa H}_2\text{SO}_4 / \text{fraksi H}_2\text{SO}_4) - \text{massa H}_2\text{SO}_4 \\ &= (79,73 \text{ kg/jam} / 0,98) - 79,73 \text{ kg/jam} \\ &= 1,63 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Sehingga, total H_2O campuran antara umpan masuk dari M-01 dan umpan katalis = Jumlah H_2O pada F3 + Jumlah H_2O pada F4

$$= 6,32 \text{ kg/jam} + 1,6271 \text{ kg/jam} = 7,95 \text{ kg/jam}$$

Adapun reaksi yang terjadi dalam reaktor (R-01) sebagai berikut :



$$\text{Konversi} : X_a = 0,95$$

$$(1-X_a) = 0,05$$

Maka hasil keluar reaktot (R-01) terdiri atas :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } C_7H_6O_3 &= n_{Ao} (1-X_a) \\
 &= \text{massa } C_7H_6O_3 \times 0,05 \\
 &= 2,07 \text{ kmol/jam} \times 0,05 \\
 &= 0,10 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } CH_3OH &= n_{Bo} - n_{Ao} (X_a) \\
 &= \text{massa } CH_3OH - \text{massa } C_7H_6O_3 \times 0,95 \\
 &= 71,43 \text{ kmol/jam} - 2,07 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \\
 &= 69,46 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } C_8H_8O_3 &= n_{Co} - n_{Ao} (X_a) \\
 &= \text{massa } C_8H_8O_3 + \text{massa } C_7H_6O_3 \times 0,95 \\
 &= 0 + 2,07 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \\
 &= 1,97 \text{ kmol/jam} \times \text{BM}
 \end{aligned}$$

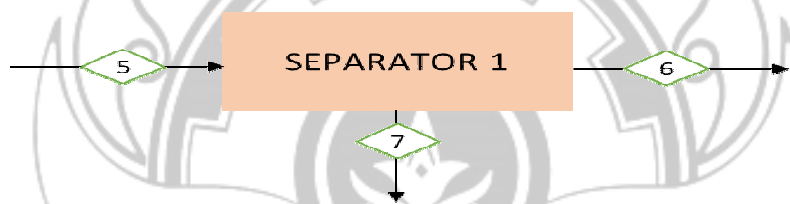
$$\begin{aligned}
 \text{Massa } H_2O &= n_{Do} + n_{Ao} (X_a) \\
 &= \text{massa } H_2O + \text{massa } C_7H_6O_3 \times 0,95 \\
 &= 7,95 + 2,1937 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \\
 &= 2,55 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca massa total di reakt-01

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran } F_5 &= \text{Aliran } F_3 + \text{Aliran } F_4 \\
 &= 2577,84 \text{ kg/jam} + 81,35 \text{ kg/jam} \\
 &= 2794,29 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)
	F3	F4	F5
CH ₃ OH	2285,79	-	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	-	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	-	-	298,97
H ₂ SO ₄	-	79,73	79,73
H ₂ O	6,32	1,63	178,45
Subtotal	2577,84	81,35	2794,29
Total	2794,29		2794,29

3. Perhitungan neraca massa di separator 01



Fungsi : Memisahkan antara produk dan katalis yang akan digunakan kembali.

Komposisi aliran yang masuk dan keluar dari separator-01:

Total hasil aliran F5 = 2794,29 kg/jam

Komponen	Berat Molekul	Massa (kg/jam)
	(Kg/mol)	F5
CH ₃ OH	32	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	138	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	152	298,97
H ₂ SO ₄	98	79,73
H ₂ O	18	178,45
Total		2794,29

Neraca komponen aliran F6

*lapisan atas dihitung terlebih dahulu (aliran F7)

$$\begin{aligned} \text{massa } C_8H_8O_3 &= \text{Umpan masuk } C_8H_8O_3 \text{ dari R-01} - C_8H_8O_3 \text{ lapisan atas SP-01} \\ &= 298,97 \text{ kg/jam} - 0,21 \text{ kg/jam} &= 298,77 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa } H_2O &= \text{Umpan masuk } H_2O \text{ dari R-01} - H_2O \text{ lapisan atas SP-01} \\ &= 45,93 \text{ kg/jam} - 45,01 \text{ kg/jam} &= 0,92 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa } H_2SO_4 &= \text{Umpan masuk } H_2SO_4 \text{ dari R-01} - H_2SO_4 \text{ lapisan atas SP-01} \\ &= 79,73 \text{ kg/jam} - 78,13 \text{ kg/jam} &= 1,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa komponen aliran F7

$$\begin{aligned} \text{massa } CH_3OH &= 100\% \text{ } CH_3OH \text{ terpisah sempurna} = \text{umpan masuk dari reaktor 01} \\ &= 2222,85 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa } H_2O &= 98\% \text{ terkonversi} = \text{umpan masuk dari reaktor 01} \times 0,98 \\ &= 178,45 \text{ kg/jam} \times 0,98 \\ &= 124,92 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa } C_8H_8O_3 &= C_8H_8O_3 \text{ larut dalam air sebesar } 0,0007 \text{ gr/gr air (Perry, Hal.2 -26)} \\ &= \text{Umpan masuk dari reaktor 01} \times 0,0007 \\ &= 298,97 \text{ kg/jam} \times 0,0007 &= 0,21 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa } H_2SO_4 &= 98\% \text{ terkonversi} = \text{umpan masuk dari R-01} \times 0,98 \\ &= 79,73 \text{ kg/jam} \times 0,98 &= 78,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa total di separator-01

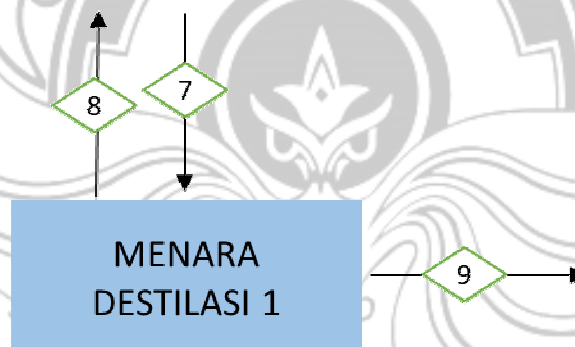
$$\text{Aliran F5} = \text{Aliran F6} + \text{Aliran F7}$$

$$2794,29 \text{ kg/jam} = 353,90 \text{ kg/jam} + 2440,39 \text{ kg/jam}$$

$$2794,29 \text{ kg/jam} = 2794,29 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F5	F6	F6	F7
CH ₃ OH	2222,85	-	-	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	-	-	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	298,97	298,77	298,77	0,21
H ₂ SO ₄	79,73	1,59	1,59	78,13
H ₂ O	178,45	53,54	53,54	124,92
Subtotal	2794,29	353,90	353,90	2440,39
Total	2794,29		2794,29	

4. Perhitungan neraca massa di menara destilasi-01



Fungsi : Sebagai tempat pemisahan dua jenis cairan berdasarkan perbedaan titik didihnya atau tempat *recycle* methanol.

Metil salisilat larut dalam air sebesar 0,0007 gr/gr air (Perry, hal.2 -26).

Metanol dan Asam salisilat larut secara sempurna dalam metil salisilat dan air.

Komposisi aliran F7 dari separator 01 yang masuk ke menara destilasi :

Komponen	Berat Molekul (Kg/mol)	Massa (kg/jam) F7
CH ₃ OH	32	2222,85
C ₇ H ₆ O ₃	138	14,29
C ₈ H ₈ O ₃	152	0,21
H ₂ SO ₄	98	78,13
H ₂ O	18	124,92
Total		2440,39

Neraca massa komponen aliran F8

Massa CH₃OH = CH₃OH terkonversi sempurna

$$= 2222,85 \text{ kg/jam}$$

Massa H₂O = H₂O terkonversi sebanyak 1%

$$= \text{Umpan masuk dari separator 01} \times 1\%$$

$$= 1,25 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen aliran F9

Aliran F9 merupakan hasil bawah (*bottom*) dari menara destilasi yaitu :

Massa C₈H₈O₃ = C₈H₈O₃ dari separator 01

$$= 0,21 \text{ kg/jam}$$

Massa H₂O = H₂O umpan masuk dari SP-01 – H₂O lapisan atas MD-01

$$= 124,92 \text{ kg/jam} - 1,2492 \text{ kg/jam}$$

$$= 123,67 \text{ kg/jam}$$

Massa H₂SO₄ = H₂SO₄ dari umpan masuk separator 01

$$= 78,13 \text{ kg/jam}$$

F9 C₇H₆O₃ = C₇H₆O₃ dari umpan separator 01

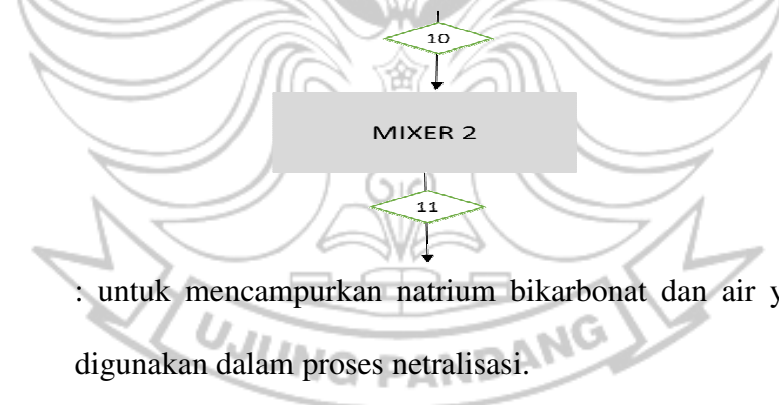
$$= 14,29 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa total di menara destilasi-01

$$\begin{aligned} \text{Aliran F7} &= \text{Aliran F8} + \text{Aliran F9} \\ 2440,39 \text{ kg/jam} &= 2224,10 \text{ kg/jam} + 216,29 \text{ kg/jam} \\ 2440,39 \text{ kg/jam} &= 2440,39 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F7	F8	F8	F9
CH ₃ OH	2222,85	2222,85	-	-
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	-	-	14,29
C ₃ H ₈ O ₃	0,21	-	-	0,21
H ₂ SO ₄	78,13	-	-	78,13
H ₂ O	124,92	1,25	1,25	123,67
Subtotal	2440,39	2224,10	2224,10	216,29
Total	2440,29	2440,39	2440,39	

5. Perhitungan neraca massa di mixer 02



Fungsi : untuk mencampurkan natrium bikarbonat dan air yang akan digunakan dalam proses netralisasi.

Neraca komponen aliran F10

Komposisi masuk NaHCO₃ 99% dan H₂O 1%

Massa NaHCO₃ = Umpan masuk NaHCO₃ = 2x Umpan masuk H₂SO₄

$$\begin{aligned} &= 2 \times 0,02 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,03 \text{ kmol/jam} \times \text{BM NaHCO}_3 \\ &= 0,03 \text{ kmol/jam} \times 84 \text{ kg/kmol} = 2,73 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} &= (\text{massa NaHCO}_3 / \text{fraksi massa NaHCO}_3) - \text{massa NaHCO}_3 \\
 &= (2,73 \text{ kg/jam} / 0,99) - 2,73 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,03 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca komponen aliran F11

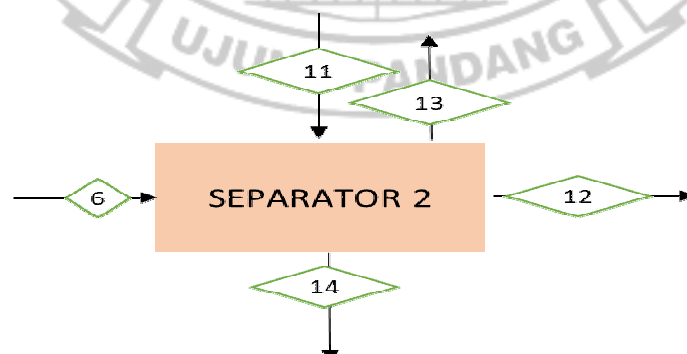
Komposisi hasil keluaran dari mixer 02 sama dengan aliran F10, sehingga neraca massa total di mixer 02

$$\begin{aligned}
 \text{F11} &= \text{massa aliran F10 NaHCO}_3 + \text{massa aliran F10 H}_2\text{O} \\
 &= 2,73 \text{ kg/jam} + 0,03 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,76 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A5. Neraca Massa Mixer (M-02)

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (kg/jam)
	F10	F11
H ₂ O	0,03	0,03
NaHCO ₃	2,73	2,73
Subtotal	2,76	2,76
Total	2,76	2,76

6. Perhitungan neraca massa di separator 02



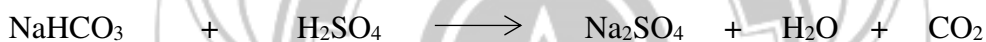
Fungsi : Sebagai tempat pemisahan dua jenis cairan berdasarkan perbedaan berat jenisnya dan tempat netralisasi.

Komposisi aliran yang masuk dan keluar dari separator-02:

Neraca massa komponen aliran F6 terdiri atas :

Komponen	Berat Molekul (Kg/mol)	Massa (kg/jam) F6
CH ₃ OH	32	-
C ₇ H ₆ O ₃	138	-
C ₈ H ₈ O ₃	152	298,77
H ₂ SO ₄	98	1,59
H ₂ O	18	53,54
Total		353,90

Adapun reaksi yang terjadi dalam separator (SP-02) sebagai berikut :



Neraca massa komponen aliran F11 terdiri atas NaHCO₃ dan H₂O yang berasal dari mixer 02

Neraca massa komponen aliran F12 merupakan hasil dari fase berat separator yang terdiri atas :

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_8\text{H}_8\text{O}_3 &= \text{Umpan masuk C}_8\text{H}_8\text{O}_3 \text{ dari SP-01} - \text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3 \text{ lapisan atas SP-02} \\ &= 298,55 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{Total umpan masuk H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{O lapisan atas SP-02} \\ &= 53,27 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa komponen aliran F13 merupakan gas CO₂ yang keluar ke

$$\begin{aligned} \text{lingkungan} &= (2 \times \text{Hasil reaksi}) \times \text{BM} \\ &= (2 \times 0,03 \text{ kmol/jam}) \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 2,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa komponen aliran F14 merupakan hasil dari fase ringan dari separator yang terdiri atas :

Massa $C_8H_8O_3$ = $C_8H_8O_3$ larut dalam air sebesar 0,0007 gr/gr air (Perry, Hal.2 -26)

$$= \text{Umpan masuk dari separator 01} \times 0,0007$$

$$= 0,21 \text{ kg/jam}$$

Massa H_2O = H_2O umpan masuk dari separator 01 dan mixer 02– H_2O Reaksi

$$= 0,29 \text{ kg/jam}$$

Massa Na_2SO_4 = $NaHCO_3$ dan H_2SO_4 terkonversi sempurna

$$= 0,02 \text{ kmol/jam} \times \text{BM } Na_2SO_4$$

$$= 2,31 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa total di separator 02

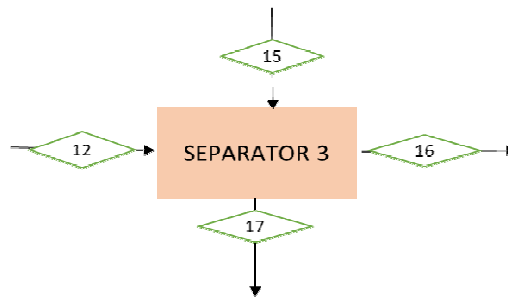
$$F_6 + F_{11} = F_{12} + F_{13} + F_{14}$$

$$353,90 \text{ kg/jam} + 2,76 \text{ kg/jam} = 351,83 \text{ kg/jam} + 2,02 \text{ kg/jam} + 2,81 \text{ kg/jam}$$

$$356,66 \text{ kg/jam} = 356,66 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)		
	F6	F11	F12	F13	F14
$C_8H_8O_3$	298,77	-	298,56	-	0,21
H_2SO_4	1,59	-	-	-	-
H_2O	53,55	0,03	53,23	-	0,29
$NaHCO_3$	-	2,73	-	-	-
CO_2	-	-	-	2,02	-
Na_2SO_4	-	-	-	-	2,31
Subtotal	353,90	2,76	351,83	2,02	2,81
Total	356,66			356,66	

7. Perhitungan neraca massa di separator 03



Fungsi : Sebagai tempat pemisahan dua jenis cairan berdasarkan perbedaan berat jenisnya dan tempat pencucian produk.

Komposisi aliran yang masuk dan keluar dari separator-02:

Neraca massa komponen aliran F6 terdiri atas :

Komponen	Berat Molekul (Kg/mol)	Massa (kg/jam) F12
CH ₃ OH	32	-
C ₇ H ₆ O ₃	138	-
C ₈ H ₈ O ₃	152	298,56
H ₂ SO ₄	98	-
H ₂ O	18	53,23
Total		351,83

Neraca komponen aliran F15 merupakan Umpan air segar yang ditambahkan yaitu sebanyak umpan air masuk dari separator 02 x 5 (asumsi)

$$= 14,80 \text{ kmol/jam} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 266,35 \text{ kg/jam}$$

Neraca komponen aliran F16 merupakan hasil fase berat (lapisan bawah) dari separator yang terdiri atas :

*lapisan atas dihitung terlebih dahulu

Massa $C_8H_8O_3$ = Umpan masuk $C_8H_8O_3$ dari SP-02 - $C_8H_8O_3$ lapisan atas SP-03

$$= 298,56 \text{ kg/jam} - 0,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 298,35 \text{ kg/jam}$$

Massa H_2O = Umpan masuk H_2O - H_2O lapisan atas SP-03

$$= 319,62 \text{ kg/jam} - 239,72 \text{ kg/jam} = 79,91 \text{ kg/jam}$$

Neraca komponen aliran F17

Aliran F17 merupakan hasil fase ringan dari separator yang terdiri atas :

Massa $C_8H_8O_3$ = $C_8H_8O_3$ larut dalam air sebesar 0,0007 gr/gr air (Perry, Hal.2 -26)

$$= \text{Umpan masuk dari separator 02} \times 0,0007 = 0,21 \text{ kg/jam}$$

Massa H_2O = Umpan masuk dari separator 2 x 0,75

$$= 239,92 \text{ kg/jam}$$

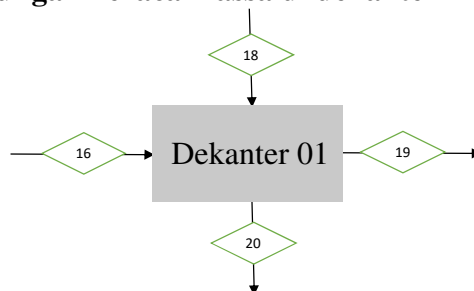
Neraca massa total di separator 03

$$F12 + F15 = F16 + F17$$

$$351,83 \text{ kg/jam} + 266,35 \text{ kg/jam} = 378,25 \text{ kg/jam} + 239,92 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F12	F15	F16	F17
$C_8H_8O_3$	298,56	-	298,10	0,21
H_2O	53,27	266,35	79,91	239,72
Subtotal	351,83	266,35	378,25	239,92
Total	618,18		618,18	

8. Perhitungan neraca massa di dekanter



Fungsi : untuk memisahkan metil salisilat dan kalsium klorida yang mengikat air yang terkandung didalam produk

Jumlah kalsium klorida yang digunakan adalah 100% dari total berat air yang terkandung dalam poduk.

Neraca massa komponen aliran F16

Aliran F16 merupakan hasil fase berat (Lapisan bawah) dari separator yang terdiri atas :

Komponen	Berat Molekul (Kg/mol)	Massa (kg/jam) F16
C ₈ H ₈ O ₃	152	298,10
H ₂ O	18	79,91
Total		378,25

Neraca massa komponen aliran F18

Aliran F18 merupakan kalsium klorida yang ditambahkan kedalam decanter yang berisi campuran metil salisilat dan air yang berfungsi untuk mengikat air pada metil salisilat,

$$\begin{aligned} \text{Massa CaCl}_2 &= 0,2 \times \text{Umpan H}_2\text{O dari separator 03} \\ &= 0,2 \times 4,44 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,89 \text{ kmol/jam} \times \text{BM CaCl}_2 \\ &= 98,55 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca komponen aliran F19

Aliran F19 merupakan hasil pemisahan decanter yang akan dialirkan menuju tangki penyimpanan metil salisilat. Aliran ini memiliki komposisi 95% metil salisilat dan 5% air.

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_8H_8O_3 &= \text{Umpan masuk } C_8H_8O_3 \text{ dari R-02} - C_8H_8O_3 \text{ lapisan atas SP-04} \\ &= 298,35 \text{ kg/jam} - 0,21 \text{ kg/jam} \\ &= 298,14 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca komponen aliran F20

Aliran F20 merupakan hasil bawah dari dekanter yang akan diolah lebih lanjut pada unit pengolahan limbah, aliran ini terdiri atas :

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_8H_8O_3 &= \text{Umpan masuk } C_8H_8O_3 \text{ dari R-02} \times 0,0007 \\ &= 0,21 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } H_2O &= \text{Umpan masuk } H_2O \text{ dari R-02} \\ &= 63,92 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F20 } CaCl_2 &= \text{Umpan masuk } CaCl_2 \text{ dari R-02} \\ &= 98,55 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa total di dekanter 01

$$\begin{aligned} F16 + F18 &= F19 + F20 \\ 378,25 \text{ kg/jam} + 98,55 \text{ kg/jam} &= 314,12 \text{ kg/jam} + 162,68 \text{ kg/jam} \\ 476,80 \text{ kg/jam} &= 476,80 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Input (Kg/Jam)		Output (kg/jam)	
	F16	F18	F19	F20
$C_8H_8O_3$	298,35	-	298,14	0,21
H_2O	79,91	-	-	63,92
$CaCl_2$	-	98,55	15,98	98,55
Subtotal	378,25	98,55	314,12	162,68
Total		476,80		476,80

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis perhitungan : 100 kg/jam

Satuan operasi : kJ/Jam

Temperatur basis : 25°C = 298 K

Tabel B1. Kapasitas panas

HEAT CAPACITY (J/kmol.K)					
Komponen	A	B	C	D	BM
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,3199	0,0003793	0	138
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	18
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	1,4598E-06	32
H ₂ SO ₄	26,0040	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06	152
C ₈ H ₈ O ₃	97,9020	1,0367E+00	-2,4663E-03	2,4373E-06	98
NaHCO ₃	Pakai Cp NaHCO ₃ 87,6 j/mol.k				84
Na ₂ SO ₄	156,9674	0,5621	-0,1137	0,0079	142
CaCl ₂	42469	1,8952E+02	-0,39	0	111
CO ₂	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	44

Panas masuk - panas keluar + panas yang dibangkitkan - panas yang dikonsumsi =
akumulasi

$$\int Cp dT =$$

$$AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 + \frac{E}{5}T^5$$

B1. Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampurkan bahan baku asam salisilat dan methanol

Tin : 30°C = 303 K Tout : 30°C = 303 K

Treferensi : 25°C = 298 K

Panas masuk F1

Tabel B2. Komposisi Panas F1

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	2,07	836,22	1731,36
H ₂ O	0,16	377,49	60,53
Total		1213,71	1791,89

Panas masuk F2

Tabel B3. Komposisi Panas F2

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
CH ₃ OH	71,43	400,71	28623,45
H ₂ O	0,19	377,49	72,01
Total		778,20	228695,46

Panas keluar F3

Tabel B4. Neraca Panas Total Mixer (M-01)

Komponen	Input (kj/jam)		Output (kj/jam)
	Q1	Q2	Q3
CH ₃ OH	-	28623,45	28623,45
C ₇ H ₆ O ₃	1731,36	-	1731,36
H ₂ O	60,53	72,01	132,54
subtotal	1791,88	228695,46	30487,35
Total	30487,35		30487,35

B2. Reaktor (R-01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi dengan bantuan katalis

Tin : 63°C

- **Heater – 01**

Fungsi : Menaikkan suhu dari mixer masuk ke reaktor

Tin : 30°C

Tout : 63°C

Panas Masuk F3

Tabel B5. Komposisi Panas Masuk F3 di Heater

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	2,07	836,22	1731,36
CH ₃ OH	71,43	400,71	28623,45
H ₂ O	0,35	377,50	132,54
Total			30487,35

Panas Keluar F3

T = 63°C = 336 K

Tabel B6. Komposisi Panas Keluar F3 di Heater

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	2,07	6704,47	13881,36
CH ₃ OH	71,43	3105,15	221804,14
H ₂ O	0,35	2859,43	1003,97
Total			236689,47

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu larutan sebelum masuk ke reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_r &= Q_3 \text{ Output} - Q_3 \text{ Input} \\
 &= 236689,36 \text{ kJ/jam} - 30487,35 \text{ kJ/jam} \\
 &= 206202,12 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan pemanas *steam* jenuh pada suhu 100°C dengan $\lambda = 2151,8089 \text{ kJ/kg}$, maka kebutuhan *steam*;

$$\text{Kebutuhan Steam} = \frac{Q_r}{\lambda} = 95,83 \text{ kg/jam}$$

Sehingga, Neraca Panas total pada heater dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B7. Neraca Panas Total F3 di Heater

Komponen	Q _{in} (kJ/jam) Q ₃	Q _{out} (kJ/jam) Q ₃
C ₇ H ₆ O ₃	1731,36	13881,36
CH ₃ OH	28623,45	221804,14
H ₂ O	132,54	1003,97
Sub Total	30487,35	236689,47
Pemanas (Q _r)	206202,12	-
Total	236689,47	236689,47

Panas masuk F4 ke Reaktor

$$T \text{ input} = 63^\circ\text{C} = 336 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 = 0,8619 \text{ kmol/jam}$$

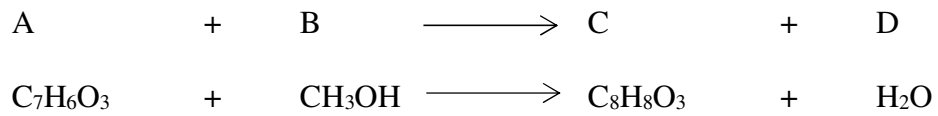
$$n \text{ H}_2\text{O} = 0,0958 \text{ kmol/jam}$$

Tabel B8. Komposisi Panas Masuk F4

Komponen	n (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	0,81	5419,97	4409,36
H ₂ O	0,09	2895,50	258,48
Total		8279,47	4667,84

Menghitung ΔH_R

Reaksi yang terjadi :



Panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_{R,25^\circ C} &= (\Delta H^{\circ f}, C_8H_8O_3 + \Delta H^{\circ f}, H_2O) - (\Delta H^{\circ f}, CH_3OH + \Delta H^{\circ f}, C_7H_6O_3) \\ &= \Delta H_2 \end{aligned}$$

Data $\Delta H^{\circ f}$ tiap komponen (Yaws) :

CH ₃ OH		kJ/mol	-238,66
C ₇ H ₆ O ₃		kJ/mol	-589,526
C ₈ H ₈ O ₃	-464,3	kJ/mol	
H ₂ SO ₄		kJ/mol	
H ₂ O	-286	kJ/mol	

Total panas reaksi (ΔH_R) :

$$\begin{aligned} &= (-464,3 + -286) \text{ kJ/mol} - (-238,66 + (-589,526) \text{ kJ/mol}) \\ &= 77,8860 \text{ kJ/mol} = 0,0779 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Pada suhu 63°C = 336 K

Hr produk = Hf produk + Cp dT produk

$$\begin{aligned} &= (-464,3 + (-286)) \text{ kJ/mol} + (9740,2452 + 2859,5022) \text{ kJ/kmol.K} \\ &= -750,3 \text{ kJ/mol} + 12599,75 \text{ kJ/kmol} \\ &= -0,75 \text{ kJ/kmol} + 12599,75 \text{ kJ/kmol} \\ &= 12598,10 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hr reaktan} &= (-589,53 + (-238,66))\text{kJ/mol} + (6701,27 + 3104,59) \text{ kJ/mol} \\
 &= -828,19 \text{ kJ/mol} + 9805,87 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -0,83 \text{ kJ/kmol} + 9805,87 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 9805,04 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Hr total} &= \text{Hr produk} - \text{Hr reaktan} \\
 &= 2793,96 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Panas reaksi pada suhu } 63^\circ\text{C} &= \text{Hr Total} \times n \text{ Total} \\
 &= 2793,96 \text{ kJ/jam} \times 82,26 \text{ kmol/jam} \\
 &= 229836,44 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas keluar F5

$$\begin{aligned}
 n \text{ CH}_3\text{OH} &= 69,46 \text{ kmol/jam} & n \text{ H}_2\text{O} &= 9,91 \text{ kmol/jam} \\
 n \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 &= 0,10 \text{ kmol/jam} & n \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 0,81 \text{ kmol/jam} \\
 n \text{ C}_8\text{H}_8\text{O}_3 &= 2,97 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B9. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q ₃	Q ₄	Q ₅
CH ₃ OH	221804,13		215657,42
C ₇ H ₆ O ₃	13881,36		693,74
C ₈ H ₈ O ₃			19158,48
H ₂ SO ₄		4409,36	4409,36
H ₂ O	1003,97	258,48	28348,98
Reaksi			229836,44
Subtotal	236689,46	4667,84	498104,41
Pemanas	256747,11		
Total	498104,41		498104,41

➤ **Cooler-01**

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reactor.

Tin : 63°C

Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran Reaktor-01. Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel B10. Komposisi Panas Keluar F5

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	836,2191	86,53
CH ₃ OH	69,46	400,7148	27830,71
H ₂ O	9,91	377,4865	3742,55
C ₈ H ₈ O ₃	1,97	1264,4559	2486,79
H ₂ SO ₄	0,81	701,6579	570,73
Total			34717,31

Beban pendingin yang dibutuhkan untuk menurunkan suhu larutan sebelum masuk ke separator adalah :

$$\begin{aligned} \text{Beban Pendingin} &= Q_5 \text{ Input} - Q_5 \text{ Output} \\ &= 233550,66 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$m = Q / Cp \cdot (T_{out} - T_{in})$$

Maka, Kebutuhan air pendingin yang digunakan pada Cooler-01 sebesar 3718,66 kg/jam.

Sehingga, Neraca Panas total pada heater dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B11. Neraca Panas Total F3 di Cooler

Komponen	Qin (kJ/jam) Q ₅	Qout (kJ/jam) Q ₅
C ₇ H ₆ O ₃	693,74	86,53
CH ₃ OH	215657,42	27830,71
H ₂ O	28348,98	3742,55
C ₈ H ₈ O ₃	19158,48	2486,79
H ₂ SO ₄	4409,36	570,73
Sub Total	268267,97	34717,31
Pendingin	-	233550,66
Total	268267,97	268267,97

B3. Separator Drum (SP-01)

Fungsi : Tempat memisahkan antara produk dan methanol yang akan digunakan kembali

Tin : 30°C Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran *Cooler-01*. Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel B12. Komposisi Panas Keluar F6 (Fase Berat)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	-	836,22	-
CH ₃ OH	-	400,71	-
H ₂ O	0,97	377,49	1122,76
C ₈ H ₈ O ₃	2,97	1264,46	2485,05
H ₂ SO ₄	0,02	701,66	11,41
Total			3619,23

Tabel B13. Komposisi Panas Keluar F7 (Fase Ringan)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	836,22	86,53
CH ₃ OH	69,46	400,71	27830,71
H ₂ O	6,94	377,47	2619,78
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1264,46	1,74
H ₂ SO ₄	0,80	701,66	559,32
Total			31098,08

Sehingga, Neraca Panas total pada heater dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B14. Neraca Panas Total Separator (SP-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)	
	Q ₅	Q ₆	Q ₇
C ₇ H ₆ O ₃	86,53	-	86,53
CH ₃ OH	27830,71	-	27830,71
H ₂ O	3742,55	1122,76	2619,78
C ₈ H ₈ O ₃	2486,79	2485,05	1,74
H ₂ SO ₄	570,73	11,41	559,32
Sub Total	34717,31	3619,23	31098,08
Total	34717,31	34717,31	

B4. Menara Destilasi (MD-01)

Fungsi : Mendaur ulang methanol yang digunakan secara berlebih.

Tin : 65°C

- **Heater – 02**

Fungsi : Menaikkan suhu dari mixer masuk ke reactor

Tin : 30°C

Tout : 65°C

Panas Masuk F7

Tabel B15. Komposisi Panas Masuk F7 di *Heater*

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	836,22	86,53
CH ₃ OH	69,46	400,71	27830,71
H ₂ O	6,94	377,50	2619,78
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1246,46	1,74
H ₂ SO ₄	0,80	701,66	559,32
Total			31098,08

Panas Keluar F7

Tabel B16. Komposisi Panas Keluar F7 di *Heater*

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	836,22	732,59
CH ₃ OH	69,46	400,71	227295,96
H ₂ O	6,94	377,50	20886,45
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1246,46	14,13
H ₂ SO ₄	0,80	701,66	4552,79
Total			253481,93

Panas yang dibutuhkan untuk menaikkan suhu larutan sebelum masuk ke menara destilasi adalah :

$$\begin{aligned} Q_r &= Q_7 \text{ Output} - Q_7 \text{ Input} \\ &= 253481,93 \text{ kJ/jam} - 31098,08 \text{ kJ/jam} \\ &= 222383,85 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Digunakan pemanas *steam* jenuh pada suhu 100°C dengan $\lambda = 2151,81 \text{ kJ/kg}$, maka kebutuhan *steam*;

$$\text{Kebutuhan Steam} = \frac{Q_r}{\lambda} = 103,35 \text{ kg/jam}$$

Sehingga, Neraca Panas total pada heater dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B17. Neraca Panas Total F7 di *Heater*

Komponen	Qin (kJ/jam) Q ₇	Qout (kJ/jam) Q ₇
C ₇ H ₆ O ₃	86,53	732,59
CH ₃ OH	27830,71	227295,96
H ₂ O	2619,78	20886,45
C ₈ H ₈ O ₃	1,74	14,13
H ₂ SO ₄	559,33	4552,79
Sub Total	31098,08	253481,93
Pemanas (Q _r)	222383,85	-
Total	253481,93	253481,93

Panas masuk F7 ke Menara Destilasi

$$T_{\text{input}} = 65^{\circ}\text{C} = 338 \text{ K}$$

$$T_{\text{referensi}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Panas yang masuk ke Menara destilasi merupakan hasil keluaran dari Heater-02.

Menentukan *Bubble Point* dan *Dew Point*

Dalam menentukan *Bubble Point* dan *Dew Point*, data yang digunakan berdasarkan Neraca Massa Menara Destilasi yang dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel B18. Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Input (kmol/jam)	Output (kmol/jam)	
	F7	F8	F9
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	-	0,10
CH ₃ OH	69,46	69,46	-
H ₂ O	6,94	0,07	6,87
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	-	0,00
H ₂ SO ₄	0,80	-	0,80
Total	77,31	69,53	7,77

Berdasarkan data neraca massa diatas, dapat dihitung nilai *Bubble* dan *Dew Point* tiap aliran yang diperoleh dengan cara *trial*. Sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Tabel B19. Nilai *Bubble Point* dan *Dew Point* Menara Destilasi

Aliran	<i>Bubble Point</i> (K)	<i>Dew Point</i> (K)
F7 (Input)	339,81	447,17
F8 (Distilat)	337,71	337,77
F9 (<i>Bottom</i>)	376,66	493,89

Menghitung Panas Sebelum Masuk Kondensor

$$T1 = \text{Bubble Point Distilat} = 337,772 \text{ K}$$

$$T2 = \text{Dew Point Distilat} = 337,712 \text{ K}$$

Tabel B20. Data panas penguapan

Komponen	A	Tc	n
CH ₃ OH	52,72	512,58	0,38
H ₂ O	52,05	647,13	0,32
C ₈ H ₈ O ₃	83,86	701	0,39
H ₂ SO ₄	50,12	925	0,38

$$H_{vap} = A (1 - T / T_c)^n \quad (\text{kJ/mol})$$

$$HG1 = (X_i + C_p) \times H_{vap}$$

Tabel B21. Panas sebelum masuk kondensor

Komponen	X _i	C _p (kJ/kmol.K)	H _{vap} (kJ/mol)	HG1 (kJ/kmol)
CH ₃ OH	0,99	2,85	35149,71	35117,48
H ₂ O	0,00	2,03	41075,48	41,00
Total				35158,48

Menghitung Panas Keluar dari Kondensor

$$T = \text{Dew Point Distilat} = 337,712 \text{ K}$$

$$\text{Treferensi} = 298 \text{ K}$$

$$H_{vap} = A (1 - T / T_c)^n \quad (\text{kJ/mol})$$

$$H_r + H_o = H_{vap} \times y_i$$

Tabel B22. Panas sebelum masuk kondensor

Komponen	y _i	C _p (kJ/kmol.K)	H _{vap} (kJ/mol)	H _r +H _o (H _{vap} .y _i)
CH ₃ OH	0,99	79,91	3173,48	3170,32
H ₂ O	0,00	75,56	3000,83	3,00
Total				3173,31

$$H_i = H_r + H_o + Q_c$$

$$Q_c = H_i - H_r - H_o$$

$$Q_c = D \cdot [(R+1) \cdot H_{G1} - R \cdot H_{LO} - H_D]$$

$$D = \text{Jumlah total distilat} = 69,53 \text{ kmol/jam}$$

$$R = \text{Nilai Aktual Refluks} = 0,62$$

$$L = D \times R = 43,36 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L + D = 112,90 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga, nilai Q_c diperoleh sebesar 3.611.040,33 kJ/jam.

Menghitung Kebutuhan Pendingin

$$t_1 = 288 \text{ K} \qquad t_2 = 303 \text{ K}$$

$$C_p \text{ Air} = 4,19 \text{ kJ/kh.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan pendingin} &= Q_c / C_p \text{ air} \times (t_2 - t_1) \\ &= 57496,06 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Beban Panas Reboiler

$$HF + Q_r = Q_c + HD + HB$$

$$Q_r = Q_c + HD + HB - HF$$

1. HF (Panas pada umpan)

$$T = \text{Bubble Point Umpan} = 339,81 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 298 \text{ K}$$

$$X_f = \text{Komponen masuk umpan}$$

Tabel B23. Panas pada umpan

Komponen	x_f	C_p (kJ/kmol.K)	HF (kJ/kmol)
CH ₃ OH	0,90	3424,25	3076,89
H ₂ O	0,09	3146,08	282,42
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	7418,51	9,93
H ₂ SO ₄	0,01	5973,97	61,61
C ₈ H ₈ O ₃	-	10733,55	0,19
Total			34310536,15

2. HB (Panas pada *Bottom*)

$$T = \text{Bubble Point Bottom} = 376,660 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 298 \text{ K}$$

$$X_f = \text{Komponen masuk } \textit{bottom}$$

Tabel B24. Panas pada *bottom*

Komponen	xf	Cp (kj/kmol.K)	HF (kj/kmol)
CH ₃ OH	-	6610,79	-
H ₂ O	0,88	5920,64	5233,42
C ₇ H ₆ O ₃	0,01	14791,86	197,01
H ₂ SO ₄	0,10	11415,57	1170,95
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	20492,86	3,63
Total			6605,02

$$F = \text{Total umpan masuk} = 77,31 \text{ kmol/jam}$$

$$D = \text{Total distilat} = 69,53 \text{ kmol/jam}$$

$$B = \text{Total bottom} = 7,77 \text{ kmol/jam}$$

$$QR = Q_c + D.HD + B.HB - F.HF$$

$$= 3446751,00 \text{ kj/jam}$$

Tabel B25. Neraca Panas Total Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)	
	Q ₇	Q ₈	Q ₉
CH ₃ OH	238334,84	49479,89	-
C ₇ H ₆ O ₃	355,19	-	683,77
C ₈ H ₈ O ₃	2735,47	-	9,09
H ₂ SO ₄	4,72	-	5265,97
H ₂ O	23810,72	133,96	45378,93
Subtotal	265240,95	49613,84	51337,77
Reboiler	3446751,00	-	-
Kondensor	-	3611040,33	-
Total	3711991,95	3711991,95	

➤ **Cooler-02**

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor.

Tin : 65°C

Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran Menara Destilasi-01. Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel 26. Komposisi Panas Keluar Q8

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
CH ₃ OH	69,46	400,71	27835,27
H ₂ O	0,07	377,49	26,20
Total			27861,47

Beban pendingin yang dibutuhkan untuk menurunkan suhu larutan sebelum masuk ke separator adalah :

$$\begin{aligned} \text{Beban Pendingin} &= Q_8 \text{ Input} - Q_8 \text{ Output} \\ &= 49613,84 \text{ kJ/jam} - 27861,47 \text{ kJ/jam} \\ &= 21752,38 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$m = Q / Cp \cdot (T_{out} - T_{in})$$

Maka, Kebutuhan air pendingin yang digunakan pada *Cooler-02* sebesar 346,35 kg/jam.

Sehingga, Neraca Panas total pada heater dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B27. Neraca Panas Total F8 di Cooler

Komponen	Qin (kJ/jam) Q ₈	Qout (kJ/jam) Q ₈
CH ₃ OH	49479,89	27835,27
H ₂ O	133,96	26,20
Sub Total	49613,84	27861,47
Pendingin	-	21752,38
Total	49613,84	49613,84

B5. Mixer (M-02)

Fungsi : Melarutkan Natrium Bikarbonat untuk proses netralisasi

Tin : 30°C = 303 K

Tout : 30°C = 303 K

Treferensi : 25°C = 298 K

Panas masuk F10

Tabel B28. Komposisi Panas F1

Komponen	n (kmol/jam)	∫ Cp.dT (J/kmol)	Q = n x ∫ Cp.dT (kJ/jam)
NaHCO ₃	0,03	87,60	2,85
H ₂ O	0,00	377,49	0,58
Total		465,09	3,43

Panas keluar F11

Tabel B29. Neraca Panas Total Mixer (M-02)

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
	Q ₁₀	Q ₁₁
NaHCO ₃	2,85	2,85
H ₂ O	0,58	0,00
Total	3,43	2,85

B6. Separator Drum (SP-02)

Fungsi : Tempat memisahkan antara fase berat dan ringan serta tempat terjadinya proses netralisasi.

Tin : 30°C

Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran (Fase Berat) Separator-01 dan Mixer-02. Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel B30. Komposisi Total Masuk Separator-02

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
NaHCO ₃	0,03	87,60	2,85
H ₂ O	2,98	377,49	1123,29
C ₈ H ₈ O ₃	1,97	1264,46	2485,37
H ₂ SO ₄	0,02	701,66	11,42
Total			3622,93

Tabel B31. Komposisi Panas Keluar F12 (Fase Berat)

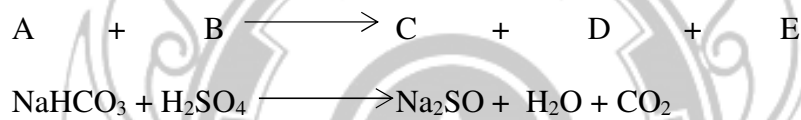
Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ SO ₄	-	1023763,16	-
H ₂ O	2,96	377,49	1117,15
C ₈ H ₈ O ₃	1,96	1264,46	2483,63
CO ₂	-	192,50	-
Total			3600,78

Tabel B32. Komposisi Panas Keluar F13 dan F14 (Fase Ringan)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
Na ₂ SO ₄	0,02	1023763,16	16657,43
H ₂ O	0,02	377,49	6,14
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1264,46	1,74
(F13) CO ₂	0,03	192,50	6,26
Total			16671,58

Menghitung ΔH_R

Reaksi yang terjadi :



Panas reaksi :

$$\Delta H_{R,25^\circ\text{C}} = (\Delta H^{\circ f}, \text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3 + \Delta H^{\circ f}, \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ f}, \text{CH}_3\text{OH} + \Delta H^{\circ f}, \text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3)$$

$$= \Delta H_2$$

Data $\Delta H^{\circ f}$ tiap komponen (Yaws) :

NaHCO ₃		kJ/mol	-1720
Na ₂ SO ₄	-1267	kJ/mol	
H ₂ SO ₄		kJ/mol	-811,31
H ₂ O	-286	kJ/mol	
CO ₂	-393,5		

Pada suhu 30°C = 303 K

$$\text{Hr produk} = H_f \text{ produk} + C_p dT \text{ produk}$$

$$= 1022386,85 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Hr reaktan} &= \text{Hf reaktan} + \text{Cp dT reaktan} \\ &= -2531,31 \text{ kJ/mol} + 789,26 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1742,05 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Hr total} &= \text{Hr produk} - \text{Hr reaktan} \\ &= 5110,50 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Qr} &= (\text{Hr Total} + \text{Qoutput}) - (\text{Hr Total} + \text{Qinput}) \\ &= 16649,43 \text{ kJ/jam.} \end{aligned}$$

Sehingga, Neraca Panas total pada separator dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B33. Neraca Panas Total Separator (SP-02)

Komponen	Qin (kJ/jam)		Qout (kJ/jam)		
	Q ₆	Q ₁₁	Q ₁₂	Q ₁₃	Q ₁₄
NaHCO ₃	-	2,85	-	-	-
H ₂ O	1122,72	0,57	1117,15	-	6,14
C ₈ H ₈ O ₃	2485,37	-	2483,63	-	1,74
H ₂ SO ₄	11,42	-	-	-	-
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	16657,43
CO ₂	-	-	-	6,26	-
Sub Total	3619,50	3,42	3600,78	6,26	16665,75
Panas Reaksi		16649,43	-	-	-
Total		20272,36			20272,36

B7. Separator Drum (SP-03)

Fungsi : Tempat memisahkan produk dan tempat terjadinya proses pencucian produk.

Tin : 30°C Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran (Fase Berat) Separator-02

dan air. Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel dibawah:

Tabel B34. Komposisi Air Masuk Separator 03

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	14,80	377,49	2285,76
Total			2285,76

Tabel B35. Komposisi Panas Keluar F16 (Fase Berat)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	4,44	377,49	1675,73
C ₈ H ₈ O ₃	1,96	1264,46	2481,89
Total			4157,62

Tabel B36. Komposisi Panas Keluar F17 (Fase Ringan)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp.dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	13,32	377,49	5027,18
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1264,46	1,74
Total			5028,92

Sehingga, Neraca Panas total pada Separator-03 dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B37. Neraca Panas Total Separator (SP-03)

Komponen	Qin (kJ/jam)		Qout (kJ/jam)	
	Q ₁₂	Q ₁₅	Q ₁₆	Q ₁₇
H ₂ O	1117,15	5585,76	1675,73	5027,18
C ₈ H ₈ O ₃	2483,63	-	2481,89	1,74
Sub-Total	3600,78	5585,76	4157,62	5028,92
Total	9186,54		9186,54	

B8. Dekanter (D-01)

Fungsi : Tempat memisahkan produk dengan kemurnian 95%.

Tin : 30°C

Tout : 30°C

Panas yang masuk berasal dari hasil keluaran (Fase Berat) Separator-03 dan F18 (CaCl₂). Panas keluar dihitung menggunakan rumus yang sama dan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B38. Komposisi Panas Masuk Dekanter

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	4,44	377,49	1675,73
C ₈ H ₈ O ₃	1,96	1264,46	2481,89
CaCl ₂	0,89	321005,78	285000,18
Total			289157,80

Tabel B39. Komposisi Panas Keluar Dekanter (Fase Berat)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	0,89	377,49	335,15
C ₈ H ₈ O ₃	1,96	1264,46	2480,15
Total			2815,30

Tabel B40. Komposisi Panas Keluar Dekanter (Fase Ringan)

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/kmol)	$Q = n \times \int Cp \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	3,55	377,49	1340,58
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1264,46	1,74
CaCl ₂	0,89	321005,78	285000,18
Total			286342,50

Sehingga, Neraca Panas total pada Dekanter 01 dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B41. Neraca Panas Total Dekanter (D-01)

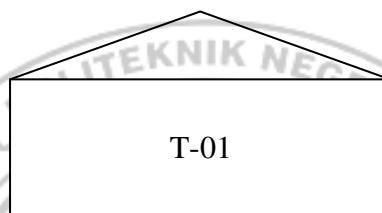
Komponen	Qin (kJ/jam)		Qout (kJ/jam)	
	Q ₁₆	Q ₁₈	Q ₁₉	Q ₁₉
H ₂ O	1675,73	-	335,15	1340,58
C ₈ H ₈ O ₃	2481,89	-	2480,15	1,74
CaCl ₂	-	285000,18	-	285000,18
Sub-Total	4157,62	285000,18	2815,30	286342,50
Total	289157,80		289157,80	



LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

C1. Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)



Fungsi : Menyimpan bahan baku CH_3OH selama satu bulan

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$

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

Tujuan perancangan :

1. Menentukan tipe tangki
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan kapasitas CH_3OH yang disimpan
4. Menentukan kondisi operasi penyimpanan.
5. Menentukan dimensi tangki

1. Menentukan tipe tangki

Dalam perancangan ini dipilih tipe tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*), dengan alasan:

- Tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi yang mudah sehingga lebih ekonomis.
- Kondisi operasi pada 1 atm sehingga bisa digunakan *conical roof*.

2. Menentukan bahan konstruksi

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi *low alloy steel* SA 217, karena tahan terhadap korosi dan kekuatannya baik.

3. Kapasitas CH₃OH yang akan disimpan :

Kemurnian CH₃OH yang disimpan :

$$\text{CH}_3\text{OH} = 99,85\% \text{ w}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,15\% \text{ w}$$

Penyimpanan cukup untuk memenuhi kebutuhan bahan baku selama :

$$5 \text{ hari} = 120 \text{ jam}$$

$$1 \text{ kg} = 0,26 \text{ gallon}$$

Tabel C1.1 Kebutuhan bahan baku Metanol selama 1 bulan

Komponen	kg/jam	kmol/jam	%w	% mol	kg / 1 bln
CH ₃ OH	2285,79	71,43	0,99	0,99	274294,96
H ₂ O	3,43	0,19	0,00	0,00	412,06
Total	2289,23	71,62	1	1	274707,02

Jumlah CH₃OH yang harus disimpan selama 1 bulan adalah:

$$M = 274707,02 \text{ kg}$$

$$= 605619,10 \text{ lb}$$

4. Menentukan kondisi operasi penyimpanan

$$T \text{ penyimpanan} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\sum x = 1$$

$$T = 337,74 \text{ K} = 64,74 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\log P_o = \frac{A+B}{T} + C \log (T) + DT + ET^2$$

Tabel C1.2 Kondisi operasi penyimpanan Metanol

komponen	Xi	A	B	C	D	E	Poi (mmHg)	Ki	Yi = Ki xi
CH3OH	0,9985	45,6171	-3,2447E+03	-1,3988E+01	6,6365E-03	-1,0507E-13	7,6088E+02	1,0012E+00	0,999653
H2O	0,0015	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06	1,8420E+02	0,2423723	0,0004
Total	1								1,00

Jadi suhu penyimpanan dibawah titik didihnya.

Menghitung densitas campuran

$$\text{Densitas} = A \times B^{\left(-\frac{1-T}{T_c}\right)^n}$$

$$T = 303 \text{ K}$$

Tabel C1.3 Densitas Campuran Metanol dan air

komp	A	B	n	Tc	T	ρi (gr/cm3)	Fraksi(xi)	ρ cam (gr/cm3)
CH3OH	0,272	0,272	0,2331	512,58	303	0,7826	0,9885	0,7815
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	303	1,0228	0,0015	0,0015

0,783

$$\text{Densitas campuran} = 0,78 \text{ g/cm}^3 = 48,88 \text{ lb/ft}^3$$

Volume campuran dan volume perancangan

Diperoleh volume campuran sebesar = Massa / Densitas

$$= 12389,17 \text{ ft}^3 \sim 350,82 \text{ m}^3$$

Over design = 20 %

Volume perancangan = 1,2 x Volume campuran

$$= 14867,01 \text{ ft}^3 \sim 420,99 \text{ m}^3$$

5. Dimensi Tangki

Menentukan dimensi tangki

Pendekatan yang dipakai untuk perbandingan diameter dan tinggi tangki

untuk *large closed tank*, harga atap dan dinding adalah 2 kali harga bagian dasar per unit area dan biaya pondasi dan harga tanah diabaikan. Sehingga, berdasarkan persamaan 3.12 Brownell and Young hal. 34, diameter sama dengan 8 per tiga tinggi.

Kapasitas maksimum tangki = 283 bbl/ft

Untuk tangki dengan kapasitas ini mempunyai dimensi sebagai berikut :

Diameter (D) = 8 ft = 2,44 m = 96 in

Tinggi (H) = 18 ft = 5,49 m = 216 in

Jumlah *course* = 5

Tebal dinding *shell*

Digunakan 5 buah *course* dengan bahan yang dipilih *Low alloy steel SA 217*.

Allow stress (f) = 16250 ib/in²

Corrossion allowance (C) = 0,125 in

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

Untuk perancangan tekanan = 1,2 x tekanan operasi = 17,64 psi ---> *over design*

D = diameter tangki, in = 108 in

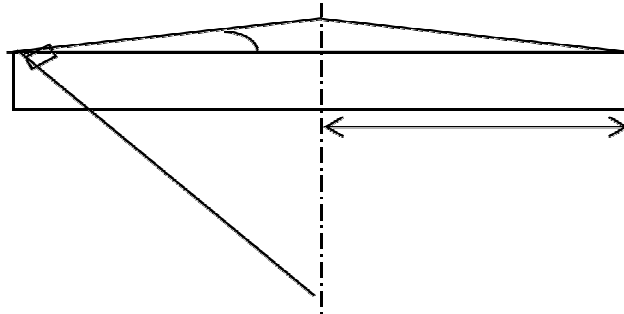
Digunakan plat dengan lebar dan dinding tangki dibagi menjadi 5

Tabel C1.4 Jumlah plate tangki penyimpanan Metanol (T-01)

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah	H (in)	ts min (in) (hitung)	tebal standar (in)
1	15	180	0,13	0,31
2	12	144	0,13	0,25
3	9	108	0,13	0,25
4	6	72	0,13	0,19
5	3	36	0,1243	0,1875

Menentukan sudut θ pada atap

Direncanakan head berbentuk *conical roof* dan menggunakan bahan yang sama.



Gambar C1.1 Bentuk *head* Tangki penyimpanan Metanol (T-03)

$$\sin \theta = \frac{D}{430I}$$

Pers. 4.6 Brownell (hal 46)

$$\sin \theta = 0,10$$

$$\theta = 0,10$$

$$\theta = 5,69$$

$$\cos \theta = 0,83$$

$$P_{hidrostatik} = 5,77 \text{ psia} = 0,39 \text{ atm}$$

$$P_{design} = P_{op} + P_{hidrostatik}$$

$$= 1 + 0,39 = 1,39 \text{ atm} \sim 20,47 \text{ psia}$$

Menentukan tebal *head* tangki

Persamaan yang digunakan :

$$th = \frac{P.D}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6.P)} + c$$

Sehingga diperoleh :

$$th = 0,21 \text{ in (pakai } \textit{overdesign})$$

$$\text{Dipakai tebal head standar} = 0,25 \text{ in}$$

Tinggi *Head*

$$H = \left(\frac{D}{2}\right) \text{tg. } q = 0,3989 \text{ ft} = 0,12 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 5,61 \text{ m}$$

Menentukan Ukuran Pipa

a) Perancangan Pipa Umpan keluar tangki

$$\rho \text{ umpan} = 783,03 \text{ kg/m}^3 = 48,87 \text{ lb/ft}^3 \quad \mu$$

$$\text{umpan} = 0,5064 \text{ cp} = 1,23 \text{ lb/ft.jam} = 0,0005 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Kecepatan alir massa, } M = 2289,23 \text{ kg/jam} = 0,64 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 2,92 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *carbon steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga di opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 * (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : $D_i \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

sehingga, $D_i \text{ opt} = 1,31 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in} \quad A = 2,04 \text{ in}^2 = 0,0013 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in} = 4,83 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 3,09 \text{ cm} = 0,04 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

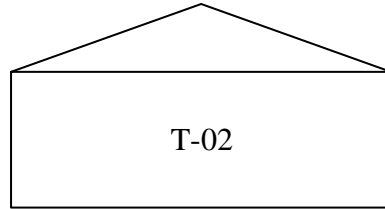
$$v = Q / A = 2213,43 \text{ m/jam}$$

$$= 0,61 \text{ m/s} = 61,48/\text{s}$$

$$\text{Re} = (\rho.v.\text{ID pipa}) / \mu = 38875,56$$

Re > 4000, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR

C2. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-02)



Fungsi :Menyimpan Katalis H_2SO_4 selama satu bulan

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 30°C

Tujuan perancangan :1. Menentukan tipe tangki

2. Menentukan bahan konstruksi

3. Menentukan kapasitas H_2SO_4 yang disimpan

4. Menentukan kondisi operasi penyimpanan.

5. Menentukan dimensi tangki

1. Menentukan tipe tangki

Dalam perancangan ini dipilih tipe tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*), dengan alasan:

- Tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi yang mudah sehingga lebih ekonomis.
- Kondisi operasi pada 1 atm sehingga bisa digunakan *conical roof*.

3. Menentukan bahan konstruksi

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi *carbon steel 283 grade C*, karena tahan terhadap korosi dan kekuatannya baik.

3. Kapasitas H_2SO_4 yang akan disimpan :

Kemurnian H_2SO_4 yang disimpan :

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 98\% \text{ w}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2\% \text{ w}$$

Penyimpanan cukup untuk memenuhi kebutuhan katalis selama :

$$5 \text{ hari} = 120 \text{ jam}$$

Tabel C2.1 Kebutuhan Katalis setiap bulan

Komponen	kg/jam	kmol/jam	%w	% mol	kg / 1 bln
H ₂ SO ₄	79,73	0,86	0,98	0,9	9567,22
H ₂ O	1,63	0,09	0,02	0,1	195,25
Total	81,35	0,96	1	1	9762,47

Jumlah H₂SO₄ yang harus disimpan selama 1 bulan adalah:

$$M = 9762,47 \text{ kg}$$

$$= 21522,35 \text{ lb}$$

4. Menentukan kondisi operasi penyimpanan

$$T \text{ penyimpanan} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\sum x = 1$$

$$T = 524,65 \text{ K} = 251,5^\circ\text{C}$$

$$\log P_o = \frac{A+B}{T} + C \log(T) + DT + ET^2$$

Tabel C2.2 Kondisi operasi penyimpanan Asam Sulfat

komponen	Xi	A	B	C	D	E	Poi (mmHg)	Ki	Yi = Ki xi
H ₂ SO ₄	0,98	2,0582	-4,1924E+03	3,2578E+00	-1,1224E-03	-5,5371E-07	1,5377E+02	2,0232E-01	0,198277
H ₂ O	0,02	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06	3,0559E+04	40,2087542	0,8042
Total	1								1,00

$$\text{Titik didih campuran pada 1 atm} = 251,5^\circ\text{C}$$

Jadi suhu penyimpanan dibawah titik didihnya.

Menghitung densitas campuran

$$\text{Densitas} = A \times B^{(-\frac{1-T}{T_c})^n}$$

$$T = 303 \text{ K}$$

Tabel C2.3 Kondisi operasi penyimpanan Asam Sulfat

komp	A	B	n	Tc	T	ρi (gr/cm3)	Fraksi(xi)	ρ cam (gr/cm3)
H2SO4	0,42169	0,19356	0,2857	647,13	303,15	1,6610	0,98	1,6278
H2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	303,15	1,0229	0,02	0,0205
								1,6482

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= 1,65 \text{ g/cm}^3 \\ &= 102,90 \text{ lb/ft}^3 = 6,42 \text{ lb/in}^3 \end{aligned}$$

Volume campuran dan volume perancangan

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh volume campuran} &= \text{Massa} / \text{Densitas} \\ &= 209,17 \text{ ft}^3 = 5,92 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume perancangan} &= 1,2 \times \text{Volume campuran} \\ &= 251,0008 \text{ ft}^3 = 7,11 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

5. Dimensi Tangki

Menentukan dimensi tangki

Pendekatan yang dipakai untuk perbandingan diameter dan tinggi tangki untuk *large closed tank*, harga atap dan dinding adalah 2 kali harga bagian dasar per unit area dan biaya pondasi dan harga tanah diabaikan. Sehingga, berdasarkan persamaan 3.12 Brownell and Young hal. 34, diameter sama dengan 8 per tiga tinggi.

$$\text{Kapasitas maksimum tangki} = 283 \text{ bbl/ft}$$

Untuk tangki dengan kapasitas ini mempunyai dimensi sebagai berikut :

Diameter (D) = 10 ft = 3,05 m = 120 in

Tinggi (H) = 4 ft = 1,22 m = 48 in

Jumlah *course* = 2

Tebal dinding shell

Digunakan 5 buah *course* dengan bahan yang dipilih *Stainless steel* AISI 316.

Allow stress (f) = 18750 ib/in²

Corrossion allowance (C) = 0,16 in

Effisiensi pengelasan = 0,8 (*double welded butt joint*)

Tebal *plate* dirumuskan sebagai berikut :

$$ts = \frac{P.D}{2.f.E} + c$$

(Brownell, Pers. 3.26)

$$Ph = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

(Tekanan hidrostatik)

Untuk perancangan tekanan = 1,2 x tekanan operasi

= 17,64 psi ---> *over design*

D = diameter tangki, in = 120 in

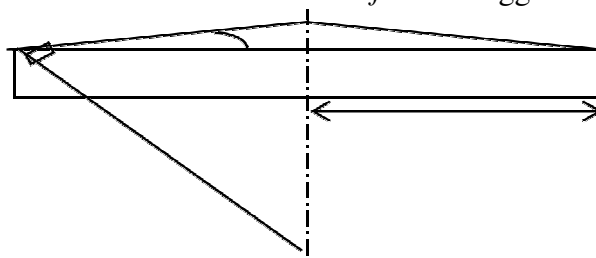
Digunakan plat dengan lebar dan dinding tangki dibagi menjadi 5

Tabel C2.4 Jumlah plate tangki penyimpanan Asam Sulfat (T-02)

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah	H (in)	ts min (in) (hitung)	tebal standar (in)
1	4	48	0,16	0,31
2	3,2	38,4	0,16	0,25

Menentukan sudut θ pada atap

Direncanakan head berbentuk *conical roof* dan menggunakan bahan yang sama.



$$\boxed{\sin \theta = \frac{D}{430I}} \quad \text{Pers. 4.6 Brownell (hal 46)}$$

$$\sin \theta = 0,02$$

$$\theta = 0,02$$

$$\theta = 1,28$$

$$\cos \theta = 0,29$$

$$\text{Phidrostatik} = 6,43 \text{ psia} = 0,44 \text{ atm}$$

$$\text{Pdesign} = \text{Pop} + \text{Phidrostatik}$$

$$= 1 + 0,44 = 1,44 \text{ atm} \sim 21,13 \text{ psia}$$

Menentukan tebal head tangki

Persamaan yang digunakan : $th = \frac{P.D}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6.P)} + c$

Sehingga diperoleh :

$$th = 0,25 \text{ in (pakai } \textit{overdesign})$$

$$\text{Dipakai tebal head standar} = 0,25 \text{ in}$$

Tinggi Head

$$H = \left(\frac{D}{2}\right) tg. q$$

$$H = 0,03 \text{ ft} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 3,06 \text{ m}$$

Menentukan Ukuran Pipa

a) Perancangan Pipa Umpan keluar tangki

$$\rho \text{ umpan} = 1648,23 \text{ kg/m}^3 = 102,88 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 19,34 \text{ cp}$$

$$= 46,81 \text{ lb/ft.jam} = 0,02 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa, $M = 81,3539 \text{ kg/jam} = 0,02 \text{ kg/s}$

$$Q = M / \rho = 0,05 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0005 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *carbon steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga di opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : $D_i \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

sehingga, $D_i \text{ opt} = 0,23 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,25 \text{ in} \quad A = 0,11 \text{ in}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,54 \text{ in} = 1,37 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,36 \text{ in} = 0,92 \text{ cm} = 0,0092 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

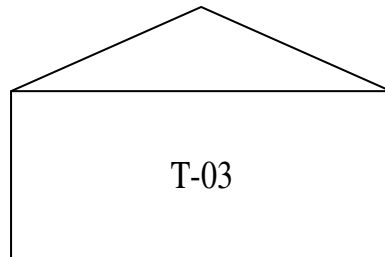
$$\begin{aligned} v = Q / A &= 733,02 \text{ m/jam} \\ &= 0,20 \text{ m/s} = 20,36 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 160,41$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen SALAH.

Berarti Alirannya LAMINER.

C3. Tangki Penyimpanan Metil Salisilat (T-03)



Fungsi : Menyimpan produk metil salisilat selama satu bulan.

Kondisi operasi: $T = 30^{\circ}\text{C}$

$P = 1 \text{ atm}$

Tujuan perancangan;

1. Menentukan tipe tangki
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan kapasitas $\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$ yang disimpan
4. Menentukan kondisi operasi penyimpanan
5. Menentukan dimensi tangki

Menentukan tipe tangki

Dalam perancangan ini dipilih tipe tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical*), dengan alasan :

- Tangki mampu menampung dalam kapasitas yang besar dengan konstruksi yang mudah sehingga lebih ekonomis.
- Kondisi operasi pada 1 atm sehingga bisa digunakan *conical roof*.

Menentukan Bahan konstruksi

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi carbon steel 283 Grade C, karena Tahan terhadap korosi dan memiliki kekuatan baik

Menentukan Kapasitas C₈H₈O₃ yang akan disimpan

Kemurnian C₈H₈O₃ yang disimpan :

$$C_8H_8O_3 = 100\% w$$

Penyimpanan cukup untuk memenuhi kebutuhan bahan baku selama :

$$5 \text{ hari} = 120 \text{ jam}$$

$$1 \text{ kg} = 0,26 \text{ gallon}$$

Tabel C3.1 Kebutuhan Metil salisilat setiap bulan

Komponen	kg/jam	kmol/jam	%w	% mol	kg / 1 bln
C ₈ H ₈ O ₃	298,14	1,96	0,95	0,69	35776,64
H ₂ O	15,98	0,89	0,05	0,31	1917,72
CH ₃ OH	0	0	0	0	0
Total	315,66	2,08	1	1	113636,36

Jumlah C₈H₈O₃ yang disimpan selama 1 bulan adalah;

$$M = 37694,36 \text{ kg} = 2004150,13 \text{ lb} \sim 9958,85 \text{ gallon}$$

Menentukan kondisi operasi penyimpanan

$$T \text{ Penyimpanan} = 30^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm} \sim 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Total } T = \sum x = 1$$

$$T = 455,5 \text{ K} \sim 182, 55^\circ\text{C}$$

$$\text{Log } P_o = \frac{A+B}{T} + C \text{ Log } (T) + DT + ET^2$$

Tabel C3.2 Kondisi operasi penyimpanan Metil Salisilat

komponen	Xi	A	B	C	D	E	Poi (mmHg)	Ki	Yi = Ki xi
C8H8O3	0,9491	202,684	-1,2160E+04	-6,6670E+01	-1,8009E-09	1,8060E-05	3,4156E+02	4,4943E-01	0,426561
H2O	0,0509	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06	8,5704E+03	11,2769073	0,5737
Total	1								1,00

Titik didih campuran pada 1 atm = 186°C

Jadi suhu penyimpanan dibawah titik didihnya.

Menghitung densitas campuran

$$Densitas = A \times B^{\left(-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n\right)}$$

(Carl. L. Yaws "Chemical Properties Handbook")

$$T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

Tabel C3.3 Densitas Metil Salisilat

komponen	A	B	n	Tc	T	ρ_i (gr/cm ³)	Fraksi(xi)	ρ (gr/cm ³)
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701	303	1,17	0,95	1,11
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647	303	1,02	0,05	0,05

Densitas campuran adalah 1,1630 g/cm³ = 72,60 lb/ft³ ~ 1163,01 kg/m³

Volume campuran dan volume perancangan

Diperoleh volume campuran sebesar = M/densitas campuran

$$= 27603,66 \text{ ft}^3 = 781,65 \text{ m}^3$$

Over design 20% (Peters and Timmmerhaus, 1991. Hal. 37)

Volume perancangan = 1,2 x Volume campuran

$$= 33124,39 \text{ ft}^3 = 937,98 \text{ m}^3$$

Diameter dan tinggi tangki

Kapasitas maksimum tangki = 350 bbl/ft

untuk tangki dengan kapasitas ini mempunyai dimensi sebagai berikut :

Diameter (D) = 6 ft = 1,83 m
 Tinggi (H) = 12 ft = 3,66 m
 Jumlah Course = 4

Tebal dinding shell

Digunakan 2 buah course

Bahan yang dipilih adalah : *Low Alloy Steel SA 217*

Allowable stress (f) = 16250 lb/in²

Corrossion Allowance (C) = 0,13

Effisiensi Pengelasan = 0,85 (*double welded butt joint*)

Tebal plate dirumuskan berdasarkan persamaan 3.16 dan 3.17 Brownell ;

$$ts = \frac{P.D}{2.f.E} + c$$

$$Ph = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

dengan $ts = \frac{(Pin + \rho(H-1)/144)D}{2.f.E} + c = \frac{Pin.D + \rho(H-1).D/144}{2.f.E} + c$

Pin = tekanan dalam tangki, psi = 14,7 psi ~ 1 atm

Untuk perancangan tekanan = 1,2 x tekanan operasi = 17,64 psi

D = Diameter tangki, in = D x 12 = 72 in

F = Allowable stress, psi E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi H = Tinggi tangki, ft

p = Densitas campuran, lb/ft³ Selisih course = 18/4 = 4,5

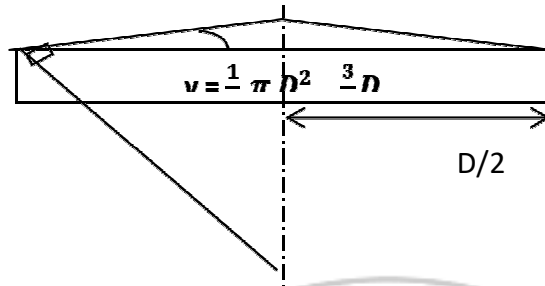
Digunakan plat dengan lebar = 3 sehingga dindng tangki dibagi menjadi;

Tabel C3.4 Jumlah plate tangki penyimpanan Metil Salisilat (T-03)

Plat dari bawah	H (ft) dari bawah	H in	ts hitung (in)	tebal standar (in)
1	9	108	0,16	0,31
2	4,5	54	0,14	0,25

Menentukan sudut θ pada atap

Direncanakan *head* berbentuk *conical roof* dan menggunakan bahan yang sama



$$\sin \theta = \frac{D}{430I} \quad (\text{Pers. 4.6 Brownell hal.46})$$

dengan ; θ = Sudut *cone roof* terhadap horizontal

D = diameter tangki, in

t_s = tebal *shell roof support*, in = 0,31

$\sin \theta$ = $H/(430 \times t_s)$ = 0,04

θ = $\sin \theta \times 180/\text{phi}$ = 2,56 °

$\text{tg } q$ = 0,44

a = $90 - \theta$ = 87,44

$\cos \alpha$ = $\text{ABS}(\cos \theta)$ = 0,84

P hidrostatik = Densitas Campuran x (Tinggi - 1)/144
= 5,55 psia ~ 0,38 atm

P Design = 1 + P hidrostatik

= 1, 38 atm = 20,24 psia

Menentukan tebal *head* tangki

Pakai *P over design*, sehingga diperoleh :

$$t_h = P \text{ design} \times (D \times 12)/(2 \times a) \times (f \times \text{efisiensi}) - (0,6 \times P \text{ design}) + C$$

$$= 0,13 \text{ in}$$

dipakai tebal *head* standard = 3/16 = 0,19 in

Tinggi head

$$H = (D/2).tg \alpha$$

$$= 0,02 \text{ ft} = 0,01 \text{ m}$$

Menentukan Ukuran Pipa

a) Perancangan Pipa Umpan keluar tangki

$$\rho \text{ umpan} = 1163,01 \text{ kg/m}^3 = 72,59 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 0,48 \text{ cp} \times 2,42 = 1,16 \text{ lb/ft.jam}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 314,12 \text{ kg/jam} = 0,09 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 314,12 \text{ kg/jam} / 1163,01 \text{ kg/m}^3 \\ = 0,27 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,003 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *carbon steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga Di_{opt} adalah :

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : Di_{opt} = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

$$\text{sehingga, } Di_{opt} = 3,9 \times (0,003 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (73,06 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ = 0,47 \text{ in}$$

Dari tabel 11 kern, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,5 \text{ in} \quad A = 0,30 \text{ in}^2 \sim 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,85 \text{ in} = 2,13 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 1,58 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

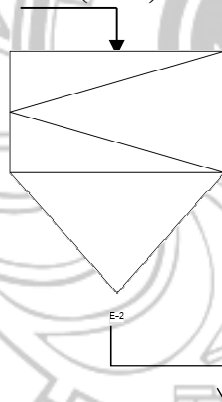
$$v = Q / A$$

$$= 1372,22 \text{ m/jam} = 0,38 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 14584,19$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen **BENAR**.

C4. Silo Asam Salisilat (S-01)



Fungsi : Tempat menampung bahan baku asam salisilat

Tipe : Tangki silinder *vertical* dengan alas berbentuk kerucut

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Temperatur (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju alir massa (W)} = 285,72 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1440 \text{ kg/m}^3$$

Bahan konstruksi = *stainless steel* SA-167 grade 3

Lama persediaan (t) = 5 hari

Jumlah = 1

Perhitungan desain tangki sesuai dengan ketentuan literatur “Peter timmerhaus, Perry’s dan Mc.Cabe “

Kapasitas bin storage (Vt)

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan} &= (W \times t \times 24 \text{ jam/hari})/\rho \\ &= (285,72 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}) / 1440 \text{ kg/m}^3 \\ &= 23,81 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Faktor safety} = 20 \% = 0,2$$

$$\begin{aligned}V_t &= (1+\text{faktor safety}) \times \text{Volume bahan} \\ &= (1 + 0,2) \times 23,81 \text{ m}^3 \\ &= 28,57 \text{ m}^3 = 28572,39 \text{ L}\end{aligned}$$

Volume bagian silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^2 \times H_s$$

Hs = tinggi silinder = Dt, sehingga;

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^3$$

$$V_s = \frac{3,14}{4} \times D_T^3$$

$$V_s = 0,785 \times D_T^3$$

Volume bagian kerucut (Vk)

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times (D_T/2)^2 h$$

$$H_k = \text{tinggi kerucut} = \frac{1}{2} D_T \tan \alpha$$

$$\alpha = 15 \text{ }^\circ\text{C} = 2 - (3^{1/2}) = 0,27$$

$$H_k = \alpha \times 0,5 = 0,13 \text{ Dt}$$

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times \left(\frac{D_T}{2} \right)^2 (0,1340 \text{ Dt}) = 0,04 D_T^3$$

Volume total bin storage (VT)

$$\begin{aligned} VT &= V_s + V_k \\ &= 0,79 \times D_T^3 + 0,04 D_T^3 = 0,82 D_T^3 \end{aligned}$$

Jadi, diameter bin storage (Dt);

$$VT = 0,82 D_T^3$$

$$DT = \sqrt[3]{\frac{V_T}{0,82}}$$

$$DT = 3,27 \text{ m} \sim 10,72 \text{ ft}$$

$$R = DT/2 = 1,63 \text{ m}$$

Tinggi bin (H)

$$\text{Tinggi silinder (Hs)} = Dt = 3,27 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Kerucut (Hk)} = 0,1340 \text{ Dt} = 0,44 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (HT)} = H_s + H_k = 3,27 \text{ m} + 0,44 \text{ m}$$

$$= 3,70 \text{ m} \sim 12,15 \text{ ft}$$

Ketebalan minimum dinding bin (t)

$$t = \frac{P \cdot R_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peter Table 4. hal. 537})$$

Dengan; $P = \text{Tekanan design} = 1 \text{ atm} \sim 14,7 \text{ psi}$

$ID = \text{Diameter tangki} = 3,27 \text{ m} \sim 128,59 \text{ in}$

$R_i = \text{Jari-jari tangki} = 1,63 \text{ m} \sim 64,29 \text{ in}$

$S = \text{Tekanan kerja yang diinginkan} = 18750 \text{ Psi}$

$C_c = \text{Korosi maksimum} = 0,0046 \text{ in/tahun} \sim 0,31 \text{ cm/tahun}$

$$E_j = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

$$a = 2 \sim \text{for thickness} < 1 \text{ in}$$

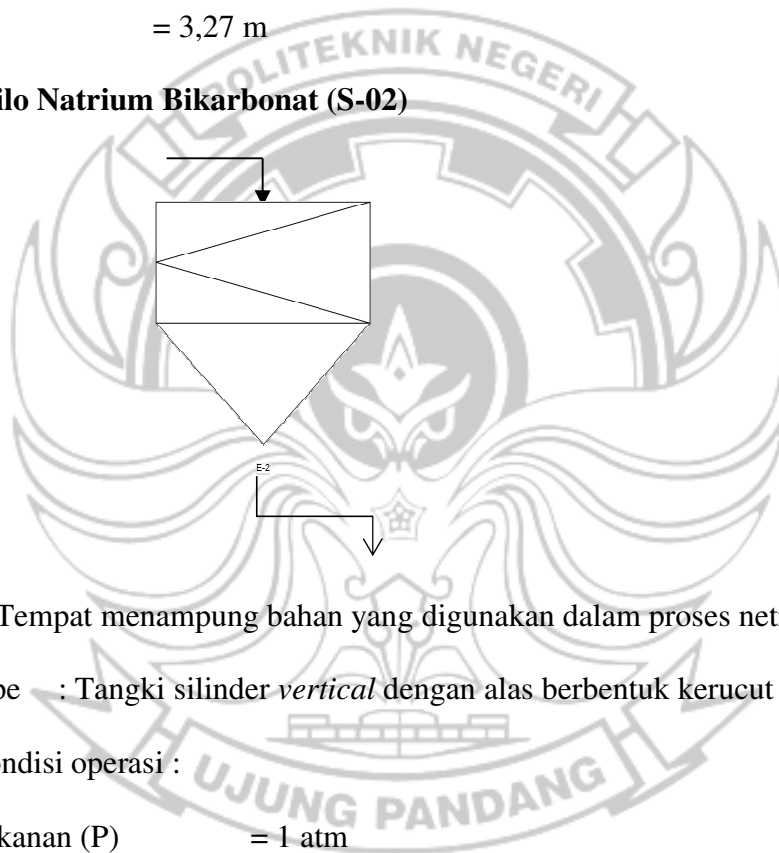
$$t = \frac{(P \times R_i)}{(S \times E_j)} - (0,6 \times P) = 0,06 \text{ in} \sim 0,0015 \text{ m}$$

$$t \text{ standar} = 0,19 \text{ in}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2.t \\ &= 3,27 \text{ m} + (2 \times 0,0015 \text{ m}) \\ &= 3,27 \text{ m} \end{aligned}$$

C5. Silo Natrium Bikarbonat (S-02)



Fungsi : Tempat menampung bahan yang digunakan dalam proses netralisasi

Tipe : Tangki silinder *vertical* dengan alas berbentuk kerucut

Kondisi operasi :

Tekanan (P) = 1 atm

Temperatur (T) = 30 °C

Laju alir massa (W) = 2,76 kg/jam

Densitas (ρ) = 2200 kg/m³

Bahan konstruksi = *stainless steel*

Lama persediaan (t) = 5 hari

Jumlah = 1 buah

Perhitungan desain tangki sesuai dengan ketentuan literatur “Peter timmerhaus, Perry’s dan Mc.Cabe “

Kapasitas bin storage (Vt)

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= (W \times t \times 24 \text{ jam/hari})/\rho \\ &= (2,76 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}) / 2200 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,15 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{factor safety} = 20 \% = 0,2$$

$$\begin{aligned} V_t &= (1+\text{faktor safety}) \times \text{Volume bahan} \\ &= (1 + 0,2) \times 0,15 \text{ m}^3 \\ &= 0,18 \text{ m}^3 = 180,73 \text{ L} \end{aligned}$$

Diameter bin storage (Dt)

Volume bagian silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^2 \times H_s$$

Hs = tinggi silinder = Dt, sehingga;

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^3$$

$$V_s = \frac{3,14}{4} \times D_T^3$$

$$V_s = 0,785 \times D_T^3$$

Volume bagian kerucut (Vk)

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times (D_T/2)^2 h \quad \frac{1}{2} D_T \tan \alpha$$

Hk = tinggi kerucut =

$$\alpha = 15^\circ = 2 - (3^{1/2}) = 0,27$$

$$H_k = \alpha \times 0,5 = 0,13 D_t$$

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times (D_T/2)^2 (0,13 D_t)$$

$$V_k = 0,04 D_T^3$$

Volume total bin storage (VT)

$$\begin{aligned} VT &= V_s + V_k \\ &= 0,79 \times D_T^3 + 0,04 D_T^3 \\ &= 0,82 D_T^3 \end{aligned}$$

Jadi, diameter bin *storage* (Dt);

$$\begin{aligned} VT &= 0,82 D_T^3 \\ DT &= \sqrt[3]{\frac{V_T}{0,82}} \\ DT &= 0,60 \text{ m} \sim 1,98 \text{ ft} \\ R &= DT/2 = 0,30 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi bin (H)

$$\text{Tinggi silinder (Hs)} = D_t = 0,60 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Kerucut (Hk)} = 0,13 \times D_t = 0,08 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (HT)} = H_s + H_k = 0,60 \text{ m} + 0,08 \text{ m} = 0,69 \text{ m} \sim 2,25 \text{ ft}$$

Ketebalan minimum dinding bin (t)

$$t = \frac{P.R_i}{S.E_j - 0,6.P} + C_c$$

Dengan; P = Tekanan *design* = 1 atm ~ 14,7 psi

ID = Diameter tangki = 0,60 m ~ 23,78 in

Ri = Jari-jari tangki = 0,30 m ~ 11,89 in

S = Tekanan kerja yang diinginkan = 18750 Psi

Cc = Korosi maksimum = 4 mm ~ 0,16 in

E_j = Efisiensi pengelasan = 0,85

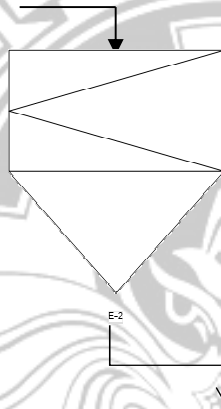
a = 2 ~ for thickness < 1 in

t = $(P \times R_i) / (S \times E_j) - (0,6 \times P)$
= 0,01 in ~ 0,0003 m ~ 0,03 cm

t standar = 0,19 in

Sehingga, $OD = ID + 2.t = 0,60$ m

C6. Silo Kalsium Klorida (S-03)



Fungsi : Tempat menampung bahan yang digunakan untuk menghilangkan air pada produk.

Tipe : Tangki silinder *vertical* dengan alas berbentuk kerucut

Kondisi operasi :

Tekanan (P) = 1 atm

Temperatur (T) = 30 °C

Laju alir massa (W) = 98,55 kg/jam

Densitas (ρ) = 2150 kg/m³

Bahan konstruksi = *stainless steel*

Lama persediaan (t) = 5 hari

$$\text{Jumlah} = 1$$

Perhitungan desain tangki sesuai dengan ketentuan literatur “Peter timmerhaus, Perry’s dan Mc.Cabe “

Kapasitas bin storage (Vt)

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= (W \times t \times 24 \text{ jam/hari})/\rho \\ &= (98,55 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}) / 22150 \text{ kg/m}^3 \\ &= 5,50 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{factor safety} = 20 \% = 0,2$$

$$\begin{aligned} V_t &= (1 + \text{faktor safety}) \times \text{Volume bahan} \\ &= (1 + 0,2) \times 5,50 \text{ m}^3 \\ &= 6,60 \text{ m}^3 = 6600,54 \text{ L} \end{aligned}$$

Diameter bin storage (Dt)

Volume bagian silinder (Vs)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^2 \times H_s$$

Hs = tinggi silinder = Dt, sehingga;

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_T^3$$

$$V_s = \frac{3,14}{4} \times D_T^3 = 0,79 \times D_T^3$$

Volume bagian kerucut (Vk)

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times (D_T/2)^2 h$$

$$H_k = \text{tinggi kerucut} = \frac{1}{2} D_T \tan \alpha$$

$$\alpha = 15^\circ \text{C} = 2 - (3^{1/2}) = 0,27$$

$$H_k = \alpha \times 0,5 = 0,13 D_t$$

$$V_k = \frac{1}{3} \pi \times (D_T/2)^2 (0,13 D_T)$$

$$V_k = 0,04 D_T^3$$

Volume total bin storage (VT)

$$\begin{aligned} VT &= V_s + V_k \\ &= 0,79 \times D_T^3 + 0,05 D_T^3 = 0,82 D_T^3 \end{aligned}$$

Jadi, diameter bin *storage* (Dt);

$$VT = 0,82 D_T^3$$

$$DT = \sqrt[3]{\frac{V_T}{0,82}}$$

$$DT = 2,00 \text{ m} \sim 6,58 \text{ ft}$$

$$R = DT/2 = 1,00 \text{ m}$$

Tinggi bin (H)

$$\text{Tinggi silinder (Hs)} = Dt = 2,00 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Kerucut (Hk)} = 0,13 Dt = 0,27 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (HT)} = H_s + H_k = 2,00 \text{ m} + 0,27 \text{ m}$$

$$= 2,27 \text{ m} \sim 7,46 \text{ ft}$$

Ketebalan minimum dinding bin (t)

$$t = \frac{P.R_i}{S.E_j - 0,6.P} + C_c \quad (\text{Peter Table 4. hal. 537})$$

Dengan; P = Tekanan *design* = 1 atm ~ 14,7 psi

ID = Diameter tangki = 2,00 m ~ 78,90 in

Ri = Jari-jari tangki = 1,00 m ~ 39,50 in

S = Tekanan kerja yang diinginkan = 18750 Psi

Cc = Korosi maksimum = 0,00 in/tahun ~ 0.14 cm/tahun

$$E_j = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

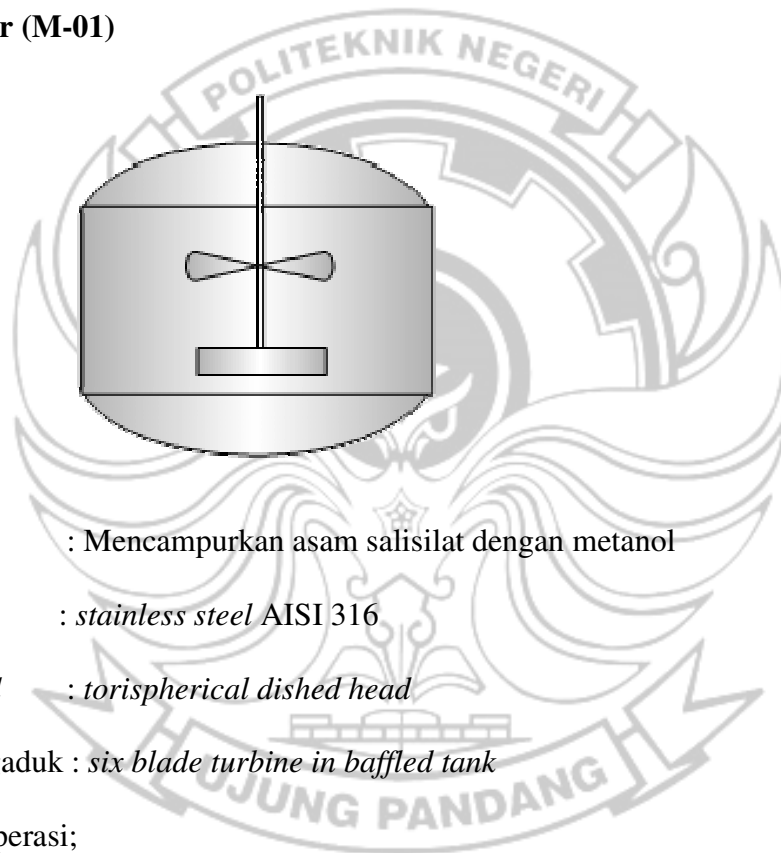
$$a = 2 \sim \text{for thickness} < 1 \text{ in}$$

$$t = \frac{(P \times R_i)}{(S \times E_j)} - (0,6 \times P)$$
$$= 0,04 \text{ in} \sim 0,0009 \text{ m} \sim 0,09 \text{ cm}$$

$$t \text{ standar} = 0,19 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, OD} = \text{ID} + 2.t = 2,01 \text{ m}$$

C7. Mixer (M-01)



Fungsi : Mencampurkan asam salisilat dengan metanol

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis head : *torispherical dished head*

Jenis pengaduk : *six blade turbine in baffled tank*

Kondisi operasi;

$$\text{Temperatur (T)} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = 855,46 \text{ kg/m}^3 = 53,40 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran } (\eta) = 0,45 \text{ cP} = 1,10 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Laju alir massa (W)} = 2577,84 \text{ kg/jam}$$

Waktu tinggal (t) = 60 menit = 1 jam

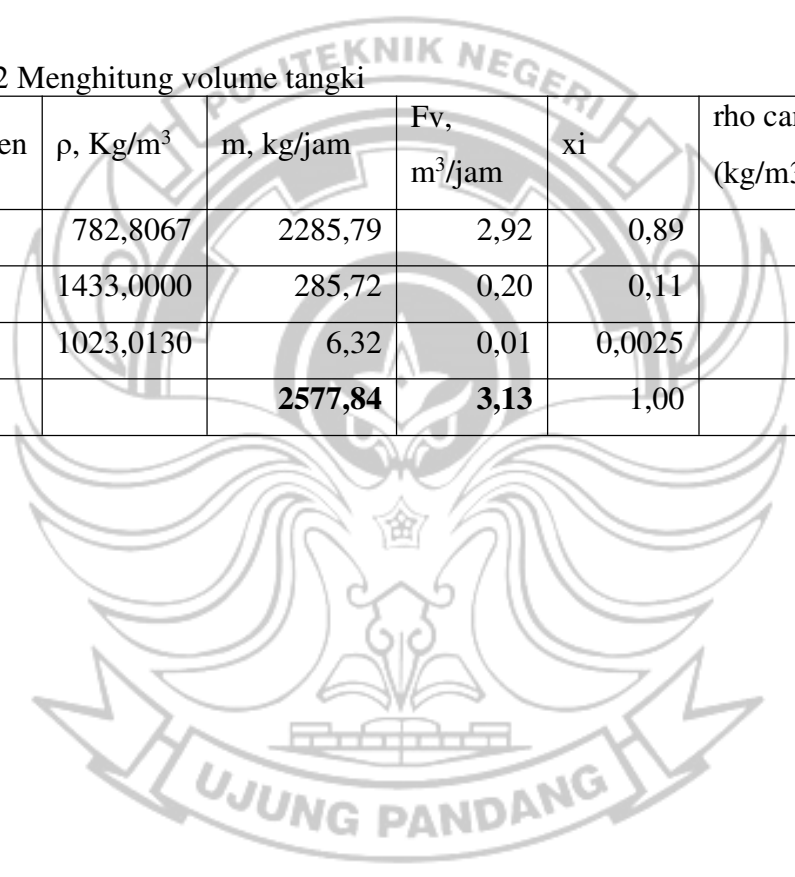
$$\rho = A * B^{-(1-(T/T_c))^n}$$

Tabel C7.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc)^n	ρ (gr/ml)	ρ (Kg/m ³)
CH ₃ OH	0,27	0,27	512,58	0,23	0,81	0,78	782,81
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0,0000	1,43	1433
H ₂ O	0,35	0,27400	647,13	0,29	0,83	1,02	1023,01

Tabel C7.2 Menghitung volume tangki

Komponen	ρ , Kg/m ³	m, kg/jam	Fv, m ³ /jam	xi	rho campuran (kg/m ³)
CH ₃ OH	782,8067	2285,79	2,92	0,89	694,12
C ₇ H ₆ O ₃	1433,0000	285,72	0,20	0,11	158,83
H ₂ O	1023,0130	6,32	0,01	0,0025	2,51
jumlah		2577,84	3,13	1,00	855,46



Tabel C7.3 Viskositas komponen $\log(\mu)=A+(B/T)+(C*T)+(D*(T^2))$ (yaws, hal 482)

Komponen	A	B	C	D	μ (cp)	m (kg/jam)	x (% massa)	viskositas campuran (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,51	2285,79	0,89	0,45
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0,00	285,72	0,11	0
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82	6,32	0,002	0,002
Total					1,32	868,20	1,000	0,45

Thermal conductivity

Liquid

$$\log_{10}K = A + B\left[1 - \frac{T}{C}\right]^{2/7}$$

Liquid inorganic and solid

$$K = A + BT + CT^2$$

Tabel C7.4 Thermal Conductivity Komponen

Komponen	A	B	C	T/C	(1-T/C) ^{2/7}	Massa (kmol/jam)	xi (kmol)	K (W/m.K)	K mix
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58	0,62	0,76	71,43	0,97	0,20	0,19
H ₂ O	-0,28	0,005	-5,5E-06	0	0	0,35	0,01	0,63	0,003
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0	2,07	0,03	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,16	0,001	-1,3E-06	0	0	0,00	0,00	0,37	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	-1,67	0,98	701	0,45	0,84	0,00	0,00	0,14	0,00
						73,85	1,00		0,29

Kecepatan volume, Fv

$$Fv = 3,13 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Rapat massa campuran, ρcampuran

$$\rho_{\text{campuran}} = 855,46 \text{ kg/m}^3$$

Maka volume tangki, V

$$V = SFv \times q$$

$$= 3,13 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 3,13 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan yang menempati tangki} = 3,13 \text{ m}^3 \sim 3125,56 \text{ liter}$$

Menghitung dimensi mixer

Dimensi dan tangki mixer

$$\text{Volume cairan} = 3,13 \text{ m}^3 = 190733,30 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume mixer (overdesign 20\%)} = 1,2 \times \text{volume cairan}$$

$$= 1,2 \times 3,13 \text{ m}^3 = 3,75 \text{ m}^3$$

$$= 228879,96 \text{ in}^3 \sim 3750,67 \text{ liter}$$

Volume mixer

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$
$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{\text{reaktor}}}{3\pi}}$$

$$V = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$D = 57,93 \text{ in}$$

$$= 1,47 \text{ m}$$

$$H/D = 3/2$$

$$H \text{ tangki} = (3/2 \times 57,9272 \text{ in}) = 86,89 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2 = 2634,11 \text{ in}^2$$

Tinggi cairan jika dianggap mixer memiliki *flat bottom* (hc)

$$Hc = V_{\text{cairan}} / A = 72,41 \text{ in} \sim 1,84 \text{ m}$$

Mencari tekanan mixer

$$\rho \text{ campuran} = 855,46 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \text{ campuran} \times g \times h_c \\ &= 15434,62 \text{ pa} = 0,15 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P \text{ mixer} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} = 1,155 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain (over 20\%)} = 1,2 \times P_{\text{mixer}} = 1,38 \text{ atm} = 20,32 \text{ psia}$$

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{fE - 0,6P_{desain}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. hal. 254})$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell} = D/2 = 28,96 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1. Brownell, 1959. p.252})$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2. Brownell, 1959. p.254})$$

$$C = \text{Corrosion allowance} = 4 \text{ mm} \sim 0,1575 \text{ in}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{f \times E} - (0,6 \times P_{desain}) + C = 0,20 \text{ in} \sim 0,01 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{shell} = 58,32 \text{ in} \sim 1,48 \text{ m}$$

$$\text{Diambil OD standar} = 60 \text{ (diambil OD terdekat)}$$

$$OD = 60 \text{ in} = 1,52 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 3,63 \text{ in} \quad r = 60 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,38 \text{ in}$$

$$ID_{shell} = OD - 2 \cdot t_{shell} = 59,25 \text{ in} \sim 1,51 \text{ m}$$

Tinggi shell (H)

$$H_{shell} = 2 \times ID_{shell} = 118,5 \text{ in} \sim 3,01 \text{ m}$$

Volume shell (V shell)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell}$$

$$V_{shell} = 326561,30 \text{ in}^3 = 5,35 \text{ m}^3 = 5352,34 \text{ L}$$

Volume Head

$$V_{tanpa\ sf} = 0,000049 \times ID^3 = 10,19 \text{ in}^3 = 0,0002 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal Head} = \frac{P_{desain} \times r \times w}{f \times E - 0,2 P_{desain}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$= \frac{1}{4} (3 + 0) = 0,75$$

$$\text{Jadi, tinggi head} = 0,19 \text{ in} \sim 0,005 \text{ m}$$

$$\text{digunakan tebal head standar} = 3/16 = 0,19 \text{ in}$$

$$\text{Tebal bottom} = \text{Tebal head} = 0,19$$

$$\text{Untuk th} = 3/16 \text{ in, maka sf} = 1,5 - 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6 Brownell 1959:88})$$

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in}$$

Menghitung tinggi head

$$\text{Tinggi head} = \text{I.D.D} + \text{straight flange (SF)} + \text{Material Thickness}$$

$$\text{I.D.D} = 0,25 \times ID \quad \text{inside depth of this}$$

$$\text{SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = (0,25 \times 59,25 \text{ in}) + 2 \text{ in} + 0,19 \text{ in}$$

$$= 17,00 \text{ in} \sim 0,43 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Sf$$

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (59,25 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in}$$

$$V_{sf} = 5511,58 \text{ in}^3 = 0,09 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{maka volume head} &= V \text{ tanpa sf} + V_{sf} \\ &= 5521,78 \text{ in}^3 = 0,09 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer total} &= V_{shell} + 2 \times V_{head} \\ &= 337604,85 \text{ in}^3 = 5,53 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume ruang kosong dalam mixer

tinggi ruang kosong cairan (tanpa head)

$$h = H_{shell} - H_c = 1,17 \text{ m}$$

Menggunakan rumus silinder shell ;

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 2,08 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume ruang kosong dalam mixer} = V + (2 \times V_{head}) = 2,26 \text{ m}^3$$

Untuk tebal head < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka head dapat

digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

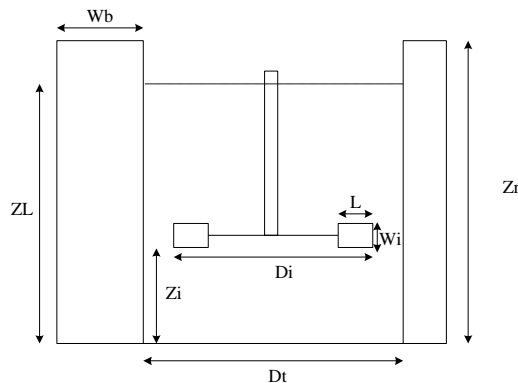
$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr = 63,85 \text{ in} \sim 1,62 \text{ m}$$

Luas permukaan total

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$\begin{aligned} A_{total} &= \pi \times OD \times H + 2 \frac{\pi}{4} De^2 \\ &= 287525,06 \text{ in}^2 \sim 18,53 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi pengaduk



keterangan:

D = diameter reaktor

Di = diameter pengaduk

wb = lebar baffle

Dt = diameter dalam reaktor

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki

Zr = tinggi reaktor

L = lebar pengaduk

ZL = tinggi cairan dalam reaktor

wi = tebal pengaduk

Dengan data: (Brown, hal. 507)

$$Dt/Di = 3 \quad ZI/Di = 2,7 - 3,9 = 3,5$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3 = 1 \quad wb/Di = 0,17$$

Jumlah *baffle* adalah 4 dan terpisah 90° satu sama lain dengan jumlah sudut

(*blade*) = 6

$$L/Di = 0,33$$

$$Dt = 59,25 \text{ in} = 1,51 \text{ m} \quad = 150,50$$

Sehingga diperoleh;

a. Diameter pengaduk (Di)

$$Di = Dt/3 = 19,75 \text{ in} = 50,17 \text{ cm}$$

b. Tinggi Cairan (ZI)

$$Zi = Di \times ZI/Di = 69,13 \text{ in} = 2,42 \text{ m}$$

c. Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)

$$Zi = Zi/Di \times Di = 50,17 \text{ cm}$$

d. Lebar Baffle (Wb)

$$Wb = Di \times wb/Di = 3,36 \text{ in} = 8,53 \text{ cm}$$

e. Panjang blade (L)

$$L = Di \times L/Di = 6,58 \text{ in} = 16,72$$

f. Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}} \quad (\text{Rase, 1977. Pers. 8.8 Hal.345})$$

Dimana :

N = Kecepatan putar pengaduk, rpm

Di = Diameter pengaduk, ft

ZL = Tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = *Spesific gravity*

WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

= Kecepatan ujung pengaduk 600 - 900 rpm (*pheriperal speed*) ZL x Sg

Densitas campuran = 855,46 kg/m³ = 0,86 kg/l = 53,40 lb/ft³

ρ air = 1,02 kg/liter = 62,43 lb/ft³

$$Sg = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} = 0,84$$

ZI = 72,41 in ~ 1,84 m = 6,03 ft

WELH = ZI x Sg = 1,54 m = 5,05 ft

kecepatan putar pengaduk :

N = 143,75 = 2,40 rps

sehingga dipakai *fixed speed belt (single reduction gear with V belt)*

dengan kecepatan putaran standar 150 rpm.

Menghitung Power Pengaduk

$\rho = 0,86 \text{ g/cm}^3$

$$\mu = 0,45 = 0,005 \text{ g/cm.s}$$

$$D_i = 19,75 \text{ in} = 50,17 \text{ cm}$$

$$N = 150 \text{ rpm} = 2,5 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu} = 1194269$$

Dengan menggunakan kurva no.1 fig.477 Brown, 1950 diperoleh $N_p = 5$.

Dimana : $N_p = \text{Power Number} = 5$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 0,86 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_i = \text{Diameter Pengaduk} = 50,17 \text{ cm} \sim 0,50$$

$$N_i = \text{Kecepatan putar pengaduk} = 2,5 \text{ rps}$$

Maka: $P_a = 21232196467 \text{ gr.cm}^2/\text{s}^3 = 2,12 \text{ kW} = 2,85 \text{ hP}$

effisiensi motor elektrik

$$h = 70\%$$

Sehingga $P = 2,85 / 70\% = 4,07 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 5 \text{ hP}$ (standar NEMA, Rase & Borrow, 1957, p.358)

Menentukan Ukuran Pipa

$$\rho \text{ umpan} = 855,46 \text{ kg/m}^3 = 53,40 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 0,45 \text{ cp} = 1,09 \text{ lb/ft.jam} = 0,0005 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2577,84 \text{ kg/jam} = 0,72 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 3,01 \text{ kg/jam} = 0,03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *carbon steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga $D_i \text{ opt}$ adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : $D_{i\ opt}$ = diameter pipa optimum, in
 Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s
 ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, $D_{i\ opt} = 3,9 \times (0,01\ ft^3/s)^{0,45} \times (63,08\ lb/ft^3)^{0,13}$
 $= 1,34\ in$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 1,50 in $A = 2,04\ in^2 \sim 0,0013\ m^2$

sch = 40

OD = 1,90 in = 4,83 cm

ID = 1,61 in = 4,09 cm $\sim 0,04\ m$

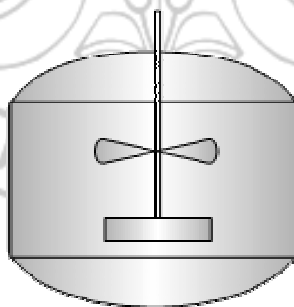
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$v = Q / A = 0,63\ m/s \sim 63,37\ cm/s$

$Re = (\rho \cdot v \cdot ID\ pipa) / \mu = 49195,66$

$Re > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen **BENAR**.

C8. Mixer (M-02)



Fungsi : Mencampurkan Natrium bikarbonat dan air

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis head : *torispherical dished head*

Jenis pengaduk : *six blade turbine in baffled tank*

Kondisi operasi;

- Temperatur (T) = 30°C
 Tekanan (P) = 1 atm
 Densitas campuran (ρ) = 2188,23 kg/m³ = 136,61 lb/ft³
 Viskositas campuran (η) = 0,00818 cP = 0,002 lb/ft jam
 Laju alir massa (W) = 2,76 kg/jam
 Waktu tinggal (t) = 60 menit = 1 jam
 $\rho = A * B^{-(1-(T/T_c))^n}$

Tabel C8.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (gr/ml)	ρ (Kg/m3)
NaHCO ₃	0,20	0,10	2820	0,25	0,97	2,2	2200
H ₂ O	0,35	0,27	647,13	0,29	0,83	1,02	1023,01

Tabel C8.2 Menghitung volume tangki

Komponen	ρ , Kg/m ³	m, kg/jam	Fv, m ³ /jam	xi	rho campuran (kg/m3)
NaHCO ₃	2200	2,73	0,0012	0,99	2178,82
H ₂ O	1023,01	0,03	0,00003	0,01	10,23
Jumlah		2,76	0,0013	1,00	2188,23

Tabel C8.3 Viskositas komponen $\log(\mu)=A+(B/T)+(C*T)+(D*(T^2))$ (yaws, hal 482)

komponen	A	B	C	D	μ (cp)	m (kg/jam)	x (% massa)	viskositas campuran (cp)
NaHCO ₃	11,29	-4,58,E+03	-6,78,E-03	9,24,E-07	0	2,73	0,99	1,58776E-06
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82	0,20	0,001	0,01
Total					0,82	0,93	1,000	0,01

Tabel C8.4 Komponenair masuk mixer

Komponen	rho (kg/m3)	m (kg/jam)
H ₂ O	1023,01	0,03

Tabel C8.5 Komponen umpan keluar mixer

Komponen	ρ , Kg/m ³	m, kg/jam	Fv, m ³ /jam	xi	rho campuran(kg/m ³)	miu mix (cp)
NaHCO ₃	118,00	2,73	0,0012	0,99	116,22	1,5878E-06
H ₂ O	1023,01	0,03	0,0000	0,01	10,23	0,01
jumlah		2,76	0,00013		2188,23	0,01

Kecepatan volume, Fv

$$Fv = 0,0013 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Rapat massa campuran, ρ_{campuran}

$$\rho_{\text{campuran}} = 2188,23 \text{ kg/m}^3$$

Maka volume tangki, V

$$V = SFv \times q$$
$$= 0,0013 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 0,0013 \text{ m}^3$$

Volume cairan yang menempati tangki = $0,0013 \text{ m}^3 \sim 1,27 \text{ liter}$

Menghitung dimensi mixer

Dimensi dan tangki mixer

$$\text{Volume cairan} = 0,0013 \text{ m}^3 = 158,66 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume mixer (overdesign 20\%)} = 1,2 \times \text{volume cairan}$$
$$= 0,0015 \text{ m}^3$$
$$= 92,96 \text{ in}^3 \sim 1,52 \text{ liter}$$

Volume mixer

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$
$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{\text{reaktor}}}{3\pi}}$$

$$D = 4,39 \text{ in}$$

$$H/D = 3/2$$

$$H \text{ tangki} = (3/2 \times 4,39 \text{ in}) = 6,43 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2 = 14,45 \text{ in}^2$$

Tinggi cairan jika dianggap mixer memiliki *flat bottom* (hc)

$$Hc = V_{\text{cairan}} / A = 10,98 \text{ in} \sim 0,28 \text{ m}$$

Mencari tekanan mixer

$$\rho \text{ campuran} = 2188,23 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \text{ campuran} \times g \times h_c \\ &= 5988,25 \text{ pa} = 0,06 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P \text{ mixer} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} = 1,06 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain (over 20\%)} = 1,2 \times P_{\text{mixer}} = 1,27 \text{ atm} = 18,68 \text{ psia}$$

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{fE - 0.6P_{desain}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. hal. 254})$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell} = D/2 = 2,15 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 1850 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1. Brownell, 1959. p.252})$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2. Brownell, 1959. p.254})$$

$$C = \text{Corrosion allowance} = 4 \text{ mm} \sim 0,16 \text{ in}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{f \times E} - (0,6 \times P_{desain}) + C = 0,18 \text{ in} \sim 0,01 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{shell} = 4,66 \text{ in} \sim 0,12 \text{ m}$$

$$\text{Diambil OD standar} = 12 \text{ (diambil OD terdekat)}$$

$$OD = 12 \text{ in} = 0,30 \text{ m}$$

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

$$r = 12 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,31 \text{ in}$$

$$ID_{shell} = OD - 2 \cdot t_{shell} = 11,375 \text{ in} \sim 0,29 \text{ m}$$

Tinggi shell (H)

$$H_{shell} = 2 \times ID_{shell} = 22,75 \text{ in} \sim 0,58 \text{ m}$$

Volume shell (V shell)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell}$$

$$V_{shell} = \frac{3,14}{4} \times 11,38 \text{ in}^2 \times 22,75 \text{ in}$$

$$V_{shell} = 2310,75 \text{ in}^3 = 0,04 \text{ m}^3 = 37,87 \text{ L}$$

Volume Head

$$V \text{ tanpa sf} = 0,000049 \times ID^3 = 0,07 \text{ in}^3 = 0,000001182 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal Head} = \frac{P_{desain} \times r \times w}{f \times E - 0,2 P_{desain}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$
$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{12 \text{ in}}{0,75 \text{ in}}} \right)$$
$$= 1,75$$

$$\text{Jadi, tinggi head} = 0,21 \text{ in} \sim 0,01 \text{ m}$$

Dipilih tebal head 3/16 dari tabel 5.6. Brownell and Young, 1959 hal.88

Nilai Sf berkisar 1,5 – 2 dan dipilih nilai Sf =2

Menghitung tinggi head

$$\text{Tinggi head} = \text{I.D.D} + \text{straight flange (SF)} + \text{Material Thickness}$$

$$\text{I.D.D} = 0,25 \times \text{ID} \quad \text{inside depth of this}$$

$$\text{SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = (0,25 \times (2 + 11,38 \text{ in} + 0,21 \text{ in}))$$

$$= 5,05 \text{ in} \sim 0,13 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Sf$$

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (11,38 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in}$$

$$V_{sf} = 203,24 \text{ in}^3 = 0,0033 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{maka volume head} &= V_{\text{tanpa sf}} + V_{sf} \\ &= 203,33 \text{ in}^3 = 0,0033 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume mixer total} &= V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}} \\ &= 2717,29 \text{ in}^3 = 0,04 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume ruang kosong dalam mixer
tinggi ruang kosong cairan (tanpa head)

$$h = H_{\text{shell}} - H_c = 0,30 \text{ m}$$

Menggunakan rumus silinder shell ;

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 0,02 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume ruang kosong dalam mixer} = V + (2 \times V_{\text{head}}) = 0,03 \text{ m}^3$$

Untuk tebal head < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka head dapat digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

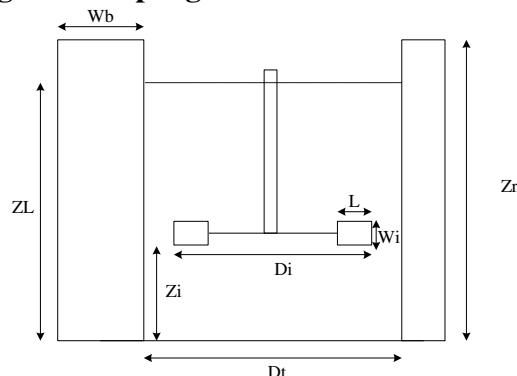
$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr = 16,79 \text{ in} \sim 0,43 \text{ m}$$

Luas permukaan total

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2 \times A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{total}} = \pi \times OD \times H + 2 \frac{\pi}{4} De^2 = 1299,58 \text{ in}^2 \sim 0,84 \text{ m}^2$$

Menghitung dimensi pengaduk



keterangan:

D = diameter reaktor

Di = diameter pengaduk

wb = lebar baffle

Dt = diameter dalam reaktor

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki

Zr = tinggi reaktor

L = lebar pengaduk

ZL = tinggi cairan dalam reaktor

wi = tebal pengaduk

Dengan data: (Brown, hal. 507)

$$Dt/Di = 3$$

$$Zi/Di = 2,7 - 3,9 = 3,5$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3 = 1$$

$$wb/Di = 0,17$$

jumlah baffle adalah 4 dan terpisah 90° satu sama lain dengan jumlah sudut (blade)

$$= 6$$

$$L/Di = 0,33$$

$$Dt = 11,38 \text{ in} = 0,29 \text{ m} = 28,90 \text{ cm}$$

Sehingga diperoleh;

a. Diameter pengaduk (Di)

$$Di = Dt/3 = 3,80 \text{ in} = 9,63 \text{ cm}$$

b. Tinggi Cairan (Zi)

$$Zi = Di \times Zi/Di = 13,27 \text{ in} = 46,45 \text{ cm}$$

c. Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)

$$Zi = Zi/Di \times Di = 9,63 \text{ cm}$$

d. Lebar Baffle (Wb)

$$Wb = Di \times wb/Di = 0,64 \text{ in} = 1,64 \text{ cm}$$

e. Panjang blade (L)

$$L = Di \times L/Di = 1,26 \text{ in} = 3,21 \text{ cm}$$

f. Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}} \quad (\text{Rase, 1977. Pers. 8.8 Hal. 345})$$

Dimana :

N = Kecepatan putar pengaduk, rpm

Di = Diameter pengaduk, ft

ZL = Tinggi cairan dalam tangki, m

Sg = *Spesific gravity*

WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

= Kecepatan ujung pengaduk 600 - 900 rpm (pheriperal speed) ZL x Sg

Densitas campuran = 2188,2301 kg/m³

$$= 2,1882 \text{ kg/l} = 136,6068 \text{ lb/ft}^3$$

ρ air = 1,02301 kg/liter

$$= 62,42796 \text{ lb/ft}^3$$

$$Sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} = 2,1390$$

$$ZI = 10,57 \text{ in} \sim 0,27 \text{ m} = 0,88 \text{ ft}$$

$$WELH = ZI \times Sg = 0,57 \text{ m} = 1,88 \text{ ft}$$

kecepatan putar pengaduk :

$$N = 95,52 \text{ rpm} = 1,59 \text{ rps}$$

sehingga dipakai agigator jenis turbin dengan kecepatan putaran standar 100 rpm.

Menghitung Power Pengaduk

$$\rho = 2,19 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu = 0,01 \text{ cp} = 8,17855\text{E-}05 \text{ g/cm.s}$$

$$D_i = 3,79 \text{ in} = 9,63 \text{ cm}$$

$$N = 1000 \text{ rpm} = 1,67 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu} = 240145$$

Dengan menggunakan kurva no.1 fig.477 Brown, 1950 diperoleh $N_p = 7$.

Dimana : $N_p = \text{Power Number} = 7$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 2,19 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_i = \text{Diameter Pengaduk} = 9,63 \text{ cm} \sim 0,10 \text{ m}$$

$$N_i = \text{Kecepatan putar pengaduk} = 1,67 \text{ rps}$$

Maka: $P_a = 985129,17 \text{ gr.cm}^2/\text{s}^3 = 0,0001 \text{ kW} = 0,0001 \text{ hP}$

effisiensi motor elektrik

$$h = 70\%$$

Sehingga $P = 0,0001 / 70\% = 0,0002 \text{ hP}$

Dipilih power standar $P = 5 \text{ hP}$ (standar NEMA, Rase & Borrow, 1957, p.358)

Menentukan Ukuran Pipa

Perancangan keluaran dari mixer

$$\rho_{\text{umpan}} = 2188,23 \text{ kg/m}^3 = 136,58 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 0,01 \text{ cp} = 0,02 \text{ lb/ft.jam}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2,76 \text{ kg/jam} = 0,0008 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,0013 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

$$\text{Sehingga, } D_i \text{ opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} = 0,05 \text{ in}$$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,13 \text{ in } A = 0,06 \text{ in}^2 \sim 0,000346 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,41 \text{ in} = 1,03 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,27 \text{ in} = 0,68 \text{ cm} \sim 0,01 \text{ m}$$

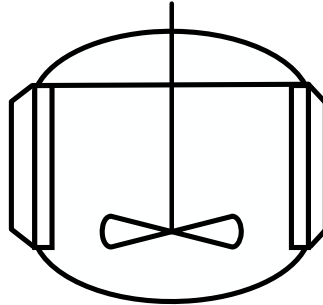
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 33,60 \text{ m/jam} = 0,01 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 17062,66$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen **BENAR**.

C9. Reaktor (R-01)



Fungsi : Mereaksikan asam salisilat dan methanol dengan bantuankatalis asam sulfat

Jenis : Reaktor tangki Berpengaduk (RATB)

Proses : Kontinyu

Kondisi operasi : Suhu = 63°C
Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal : 2,5 jam (1 reaktor)

Kecepatan volumetric

$$V_o = m/\rho$$

Tabel C9.1 Kecepatan volumetris (Menurut Yaws, 1991)

Komponen	m (kg)	rho kg/L	v0 (L/jam)	Xi	rho campuran (kg/L)
CH ₃ OH	2285,79	0,75	3043,39	0,82	0,61
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	1,44	198,01	0,10	0,15
H ₂ SO ₄	79,73	1,60	49,90	0,03	0,05
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1,14	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	143,05	0,99	144,19	0,05	0,05
	2794,29		3435,48	1,00	0,86

858,32

Data Perhitungan

$$T = 63 \text{ }^{\circ}\text{C} = 336 \text{ K}$$

Tabel C9.2 Densitas (Menurut Yaws, 1991)

Komponen	A	B	n	Tc	T/Tc	1-T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	B ^{-(1-T/Tc)ⁿ}	A.B ^{-(1-T/Tc)ⁿ} (kg/L)	r kg/m ³	m kg/jam	v0 m ³ /jam
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,66	0,34	0,78	2,76	0,75	751,07	2285,79	3,04
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,44	1443,00	285,72	0,20
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13	0,52	0,48	0,81	3,79	1,60	1597,85	79,73	0,05
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701,00	0,48	0,52	0,84	3,07	1,14	1140,83	0,00	0,00
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,52	0,48	0,81	2,86	0,99	992,10	143,05	0,14
											2794,29	3,44

Konsentrasi mula-mula (C) = mol/volume

$$\text{CH}_3\text{OH} = 20,79 \text{ mol/L}$$

$$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3 = 0,60 \text{ mol/L}$$

Menghitung Pipa

Suhu katalis = 30°C = 303 K

Tabel C9.3. Perhitungan pipa

Komponen n	m (kg/jam)	fraksi	rho	rho mix	miu	miu mix
H ₂ O	1,72	0,02	1,02	20,46	0,82	0,02
H ₂ SO ₄	84,47	0,98	1,66	1628,05	19,72	19,33
Total	86,19			1648,51		19,34

Viskositas komponen $\log(\mu) = A + (B/T) + (C.T) + (D.(T^2))$

Tabel C9.4 Viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cp})$
CH ₃ OH	-9,06	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,35
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0,00
H ₂ SO ₄	-18,70	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	7,84
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	1,23
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,45

Tabel C9.5 Viskositas

Komponen	C, kmol/ja m	M, kg/jam	Xi (%)	P (kg/m ³)	$\mu(\text{cp})$	v0 (m ³ /jam)	Camp. (cp)
CH ₃ OH	75,68	2421,79	0,86	751,07	0,35	3,22	0,28
C ₇ H ₆ O ₃	2,19	302,72	0,11	1443	0,00	0,21	0,00
H ₂ SO ₄	0,86	84,47	0,03	1597,85	7,84	0,05	0,22
C ₈ H ₈ O ₃	0	0	0,00	1140,83	1,23	0,00	0,00
H ₂ O	0,47	8,42	0,003	992,10	0,45	0,02	0,02
Total	79,20	2817,41	1	5924,84		3,50	0,53

HEAT CAPACITY

Tabel C9.6. *Heat Capacity of Liquid*

Komponen	A	B	C	D	Cp (J/mol.K)	Cp mix
CH ₃ OH	40,15	3,1046E-01	-1,03	1,46	83,66	68,44
H ₂ SO ₄	26,00	7,0337E-01	-1,39	1,03	145,14	4,14
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,0367	-2,47	2,44	260,25	0
H ₂ O	92,05	-3,9953E-02	-2,11	5,35	75,09	3,84

Tabel C9.7 *Heat Capacity of Solid*

Komponen	A	B	C	D	Cp (J/mol.K)	Cp mix
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	3,20E-01	3,79E-04	-	144	14,75

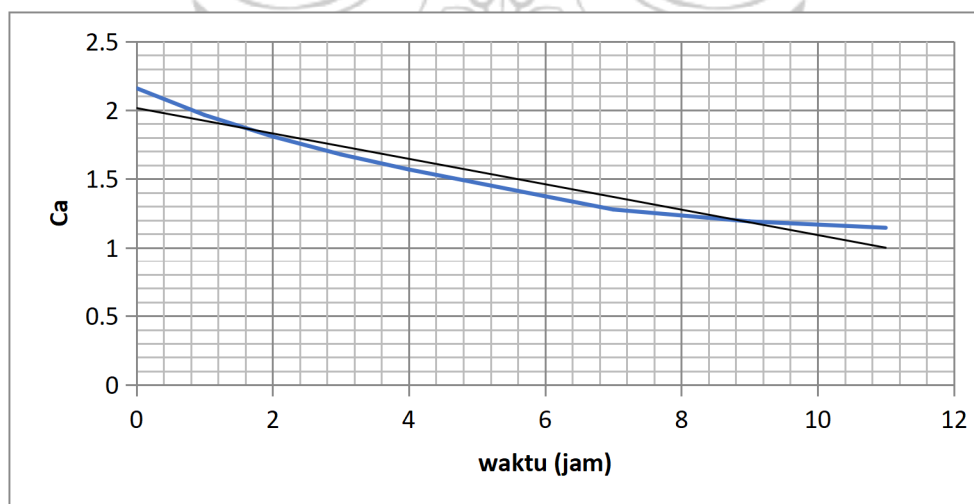
91,17 J/mol.K

Tabel C9.8 *Heat Capacity of Jacket*

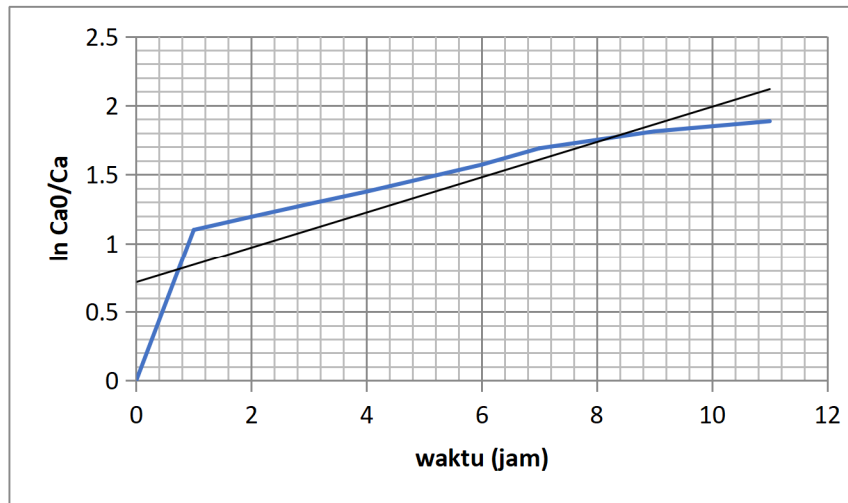
Cp (kJ/kmol)	BM (kg/kmol)	Cp (kJ/kg.K)	fraksi	Cp (Kj/kg.K)
83,66	32	2677,12	0,82	2189,94
145,14	98	14223,52	0,03	405,83
260,25	152	39558,31	0	0
75,09	18	1351,56	0,05	69,19

Tabel C9.9 Penentuan orde reaksi

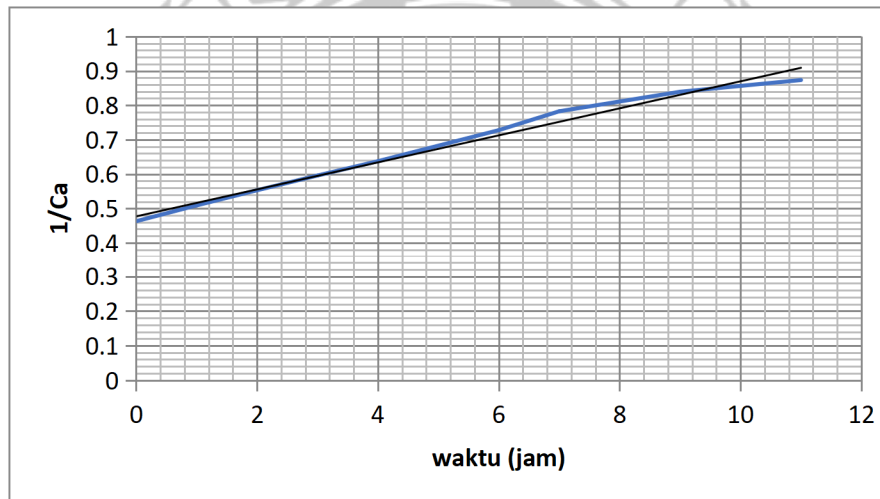
Waktu	Xa	Ca (mol/L)	Orde 1	Orde 2 (kCa ²)
			ln Ca ₀ /Ca	1/Ca
0	0%	0,60	0	1,66
1	9,04%	0,55	1,10	1,82
2	16,27%	0,50	1,19	1,98
3	22,30%	0,47	1,29	2,14
4	27,37%	0,44	1,38	2,28
6	36,38%	0,38	1,57	2,61
7	40,84%	0,36	1,69	2,80
9	44,84%	0,33	1,81	3,01
11	46,99%	0,32	1,89	3,13



Gambar C9.1 Grafik orde nol



Gambar C9.2 Grafik orde satu



Gambar C9.3 Grafik orde dua

Kinetika Reaksi

Reaksi utama :



Persamaan laju reaksi :

Reaksi berorde dua masing-masing terhadap a dan b $\Rightarrow (-r_a) = k C_a.C_b$

Dengan : $(-r_a)$ = laju reaksi $C_8H_8O_3$, $\text{kmol/m}^3.\text{jam}$

k = konsentrasi laju reaksi, $\text{m}^3/\text{kmol.jam}$

Ca = konsentrasi C₇H₆O₃, kmol/m³

Cb = konsentrasi CH₃OH, kmol/m³

Penurunan matematis kinetika reaksi ;

$$Ca = Ca_0 (1 - X_a)$$

$$Cb = Cb_0 - Ca_0 \cdot X_a$$

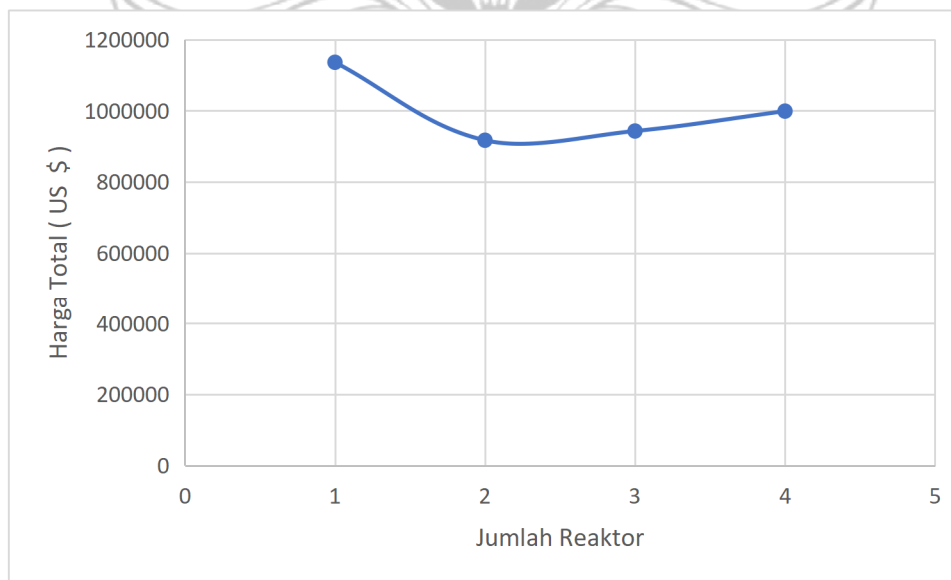
$$M = Cb_0 / Ca_0$$

OPTIMASI REAKTOR

Tabel C9.10 Optimasi reaktor

Jumlah Reaktor	Volume untuk 1 reaktor (gallon)	Harga untuk 1 reaktor (US \$)	Harga Total (US \$)
1	40566,26	1136000	1136000
2	7324,46	458500	917000
3	3593,02	314300	942900
4	2327,08	249700	998800

(matche.com, 2014)



Gambar C9.4 Grafik perbandingan jumlah reactor dan harga total

Perhitungan dimensi reaktor

1. Dimensi dan tangki reaktor

$$1 \text{ L} = 0,2642 \text{ gallon}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= F_v \times T_d \\ &= 8588,69 \text{ L} \end{aligned}$$

$$= 8,59 \text{ m}^3 \sim 524113,82 \text{ in}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (over design 20\%)} &= 1,2 \times \text{volume cairan} \\ &= 1,2 \times 8588,69 \text{ L} \\ &= 10306,43 \text{ L} \\ &= 628936,58 \text{ in}^3 = 10,31 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan reaktor dianggap *flat bottom*

$$\text{Volume reaktor (V)} = 1/4 \cdot \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959. Hal.41})$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{3}{2} D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{reaktor}}{3\pi}} = 81,14 \text{ in} \sim 2,06 \text{ m}$$

$$H/D = 3/2 = 121,70 \text{ in} \sim 3,09 \text{ m}$$

Luas permukaan tangki

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = 3,33 \text{ m}^2 \sim 35,89 \text{ ft}^2$$

Jika dianggap memiliki *flat bottom*, tinggi cairan (h_c)

$$h_c = \text{volume cairan} / \text{luas permukaan tangki}$$

$$= 2,58 \text{ m}$$

Menghitung tekanan reaktor

$$\rho_{\text{campuran}} = 0,86 \text{ kg/L} = 858,32 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{campuran}} \times g \times h_c$$

$$p_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{camp}} \times 9,81 \times h_c = 21690,79 \text{ pa} \sim 0,21 \text{ atm} \sim 3,15 \text{ psi}$$

$$P_{\text{reaktor}} = p_{\text{operasi}} + p_{\text{hidrostatik}} = 1,21 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P_{\text{reaktor}} \text{ (over design 20\%)} = 1,46 \text{ atm} \sim 21,41 \text{ psia}$$

Menghitung tebal shell

$$t_{\text{shell}} = \frac{P_{\text{desain}} \times r_i}{fE - 0,6P_{\text{desain}}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. Hal. 254})$$

$$\text{Jari-jari shell (r)} = 1,03 \text{ m} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell 1959. 252})$$

$$\text{Maximum allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell 1959. 252})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,8$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 19 \text{ mm} \sim 0,75 \text{ in} \sim 0,02 \text{ m}$$

$$t_{\text{shell}} = ((P_{\text{desain}} \times r) / (f \times E) - (0,6 \times P_{\text{desain}})) + C = 0,02 \text{ m}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_{\text{shell}} = 82,75 \text{ in} \sim 2,10 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959 hal. 90) untuk OD standar maka

diambil OD terdekat, yaitu :

$$\text{OD} = 84 \text{ in} \sim 2,13 \text{ m} \quad \text{icr} = 5,125 \text{ in} \sim 0,13 \text{ m}$$

$$r = 84 \text{ in} \sim 2,13 \text{ m} \quad t_{\text{shell}} = 0,375 \text{ in} \sim 0,01 \text{ m}$$

$$\text{ID shell} = \text{OD} - 2 t_{\text{shell}}$$

$$= 83,38 \text{ in} \sim 3,12 \text{ m}$$

Tinggi shell

$$\frac{h_{\text{shell}}}{\text{ID shell}} = \frac{3}{2} = 125,06 \text{ in} \sim 3,18 \text{ m}$$

Volume shell

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell} = 682446,26 \text{ in}^3 = 11,19 \text{ m}^3 \sim 11185,29 \text{ L}$$

Volume head

(Brownell, 1959. Hal.88)

$$V \text{ tanpa sf} = 0,000049 \times ID^3 = 28,40 \text{ in}^3 = 0,0005 \text{ m}^3 \sim 0,47 \text{ L}$$

Tebal head

$$t_{head} = \frac{P_{desain} \times r \times w}{fE - 0,2P_{desain}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = 1,76$$

jadi, $t_{head} = 0,02 \text{ m}$

diambil tebal *head* 3/16 dari tabel 5.6 Brownell and Young, 1959 hal.88

nilai *sf* berkisar antara 1,5 – 2, maka diambil nilai $sf = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot sf = 10913,68 \text{ in}^3 \sim 0,18 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka volume head} = V \text{ tanpa sf} + V_{sf} = 10942,08 \text{ in}^3 \sim 0,18 \text{ m}^3$$

Menghitung tinggi head

Tinggi *head* = *IDD* + *straight flange (sf)* + *material thickness*

$$\text{IDD} = 0,25 \times ID = 0,53 \text{ m}$$

= *inside depth of this*

$$sf = 1,5 - 3 \text{ in (Brownell and young Tabel 5.11 hal. 94)}$$

$$= 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,02 \text{ m} + 0,05 \text{ m} + 0,53 \text{ m} = 0,60 \text{ m}$$

$$\text{volume reaktor total} = \text{volume shell} + 2 \text{ volume head} = 704330,42 \text{ in}^3$$

Volume ruang kosong dalam reaktor

tinggi ruang kosong cairan (dianggap tanpa *head*) :

$$h = 0,60 \text{ m}$$

menggunakan rumus silinder *shell*:

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 2,11 \text{ m}^3$$

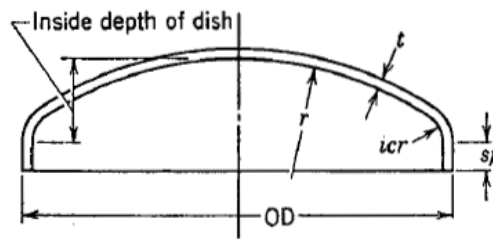
maka volume ruang kosong dalam reaktor:

$$V = 2,47 \text{ m}^3$$

Untuk tebal *head* < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka *head*

dapat digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

$$D_e = OD + \frac{OD}{12} + 2sf + \frac{2}{3} icr = 93,4167 \text{ in} \sim 2,37 \text{ m}$$



Luas permukaan total :

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2 \cdot A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{total}} = \pi \times OD \times H + 2 \frac{\pi}{4} D_e^2 = 46687,36 \text{ in}^2 = 30,12 \text{ m}^2 \sim 324 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter pengaduk

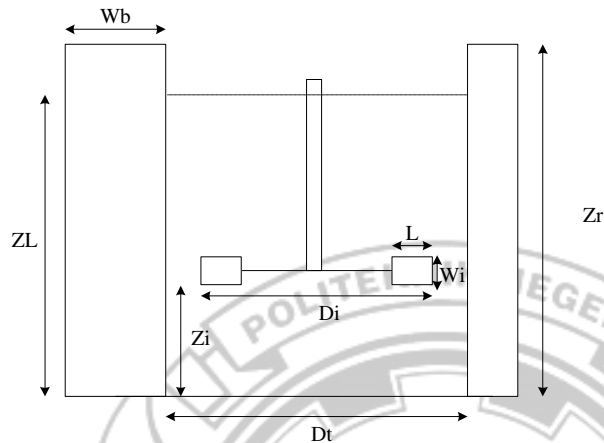
Tabel C9.11 Komposisi senyawa pada reaktor

Komponen	Densitas (kg/m ³)	BM	(cp)	Jumlah kmol/jam	Jumlah kg/jam	Fraksi massa xi	Viskositas campuran	Jumlah (m ³)
CH ₃ OH	751,07	32	0,35	71,43	2285,79	0,82	0,28	3,04
C ₇ H ₆ O ₃	1443	138	0,00	2,07	285,72	0,10	0,00	0,20
H ₂ SO ₄	1597,85	98	7,84	0,81	79,73	0,03	0,22	0,05
C ₈ H ₈ O ₃	1140,83	152	1,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	992,10	18	0,45	7,95	143,05	0,05	0,02	0,14
				82,26	2794,29	1,00	0,53	3,43

Menghitung ukuran dan power pengaduk

Menentukan jenis pengaduk = menggunakan pengaduk jenis *six blade turbine*

Ukuran pengaduk



*Jumlah dan jenis pengaduk dapat dilihat pada buku mc. cabe hal 243 dan 238

Keterangan :

D = Diameter reaktor

Di = Diameter pengaduk

Dt = Diameter dalam reaktor

Zi = jarak pengaduk dari dasar tangki

Zr = Tinggi reaktor

ZL = Tinggi cairan dalam reaktor

Wi = tebal pengaduk

Wb = lebar *baffle*

L = Lebar pengaduk

Dengan data (Brown, hal. 507);

$$Dt/Di = 3$$

$$Zi/Di = 2,7 - 3,9 \text{ dipilih } \mathbf{3,5}$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 \text{ dipilih } 1,3 \text{ (Jumlah baffle = 4 terpisah } 90^\circ \text{ satu sama lain dengan jumlah blade = 6)}$$

$$w_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 0,333$$

$$D_t = 83,38 \text{ in} \sim 2,12 \text{ m} \sim 211,77 \text{ cm}$$

Berdasarkan data tersebut, diperoleh :

a. Diameter pengaduk (D_i)

$$D_i = 83,38 \text{ in} / 3,5 = 27,79 \text{ in} \sim 70,59 \text{ cm} \sim 2,32 \text{ ft}$$

b. Tinggi cairan (Z_l)

$$Z_l = D_i \times Z_l/D_i = 97,27 \text{ in} \sim 340,45 \text{ cm}$$

c. Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z_i)

$$Z_i = Z_i/D_i \times D_i = 1,3 \times 27,79 \text{ in} = 33,35 \text{ in} \sim 84,71 \text{ cm}$$

d. Lebar Baffle

$$W_b = D_i \times w_b/D_i = 4,72 \text{ in} \sim 12,00 \text{ cm} \sim 0,12 \text{ m}$$

e. Panjang Blade

$$L = L/D_i \times D_i = 9,26 \text{ in} \sim 23,53 \text{ cm}$$

f. Kecepatan putar pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}} \quad (\text{Rase, 1977. Pers. 8.8 Hal. 345})$$

Dimana :

N = Kecepatan putar pengaduk, rpm

D_i = Diameter pengaduk, ft

Z_l = Tinggi cairan dalam tangki, m

S_g = *Spesific gravity*

WELH = *water equivalent liquid height*, ft

Kecepatan ujung pengaduk 600 – 900 rpm (*Peripheral speed*) $ZL \times Sg$

$$\rho_{cairan} = \frac{Massatotal}{Fv} = 813,36 \text{ kg/m}^3$$

Massa total = 2794,29 kg/jam

Fv = 3,44 m³/jam

$$Sg = \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} = 0,82$$

ZI = 97,27 in ~ 2,47 m ~ 8,11 ft

WELH = $Sg \times ZI$ = 2,13 m

jumlah pengaduk = $WELH/ID$ = 2,03 / 2,12 = 0,96 ~ 1 buah

Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = (600 / (3,14 \times Di)) \times (\text{SQRT}(WELH / (2 \times Di)))$$

= 98,83 rpm ~ 1,65 rps

sehingga dipakai *fixed speed belt (single reduction gear with V belt)* dengan

kecepatan putaran standar = 100 rpm.

Menghitung power pengaduk

ρ = 0,81 g/cm³

μ = 0,53 cp ~ 0,01 g/cm.s

Di = 27,79 in ~ 70,59 cm ~ 0,71 m

N = 100 rpm ~ 1,67 rps

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu} = 1274022$$

dengan menggunakan kurva 1 fig 477 Brown, 1950 diperoleh $N_p = 5$

Dimana : N_p = Power Number = 5

r = Densitas campuran = 0,81 gr/cm³

$$D_i = \text{Diameter Pengaduk} = 70,59 \text{ cm}$$

$$N_i = \text{Kecepatan putar pengaduk} = 1,67 \text{ rps}$$

$$\text{Maka: } P_a = 3,2703 \times 10^3 \text{ gr.cm}^2/\text{s}^3 = 3,30 \text{ kW} = 4,43 \text{ hP}$$

effisiensi motor elektrik

$$h = 70\%$$

$$\text{sehingga, } P = \frac{4,43 \times 70\%}{70\%} = 3,10 \text{ hP}$$

Dipilih *power* standar $P = 5 \text{ hP}$ (standar NEMA, Rase & Borrow, 1957, p.358)

Menghitung Jacket Reaktor

$$\text{Suhu air masuk} = \text{Suhu air keluar} = 150^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ standar} = 25^\circ\text{C}$$

$$T \text{ rata-rata} = 150^\circ\text{C}$$

Sifat Fisis air;

$$C_p = 0,52 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\rho = 56,38 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung jumlah air yang dibutuhkan

$$W_t = \frac{Q}{\lambda}$$

$$Q = \text{Beban panas (kkal/jam)}$$

$$= 256747,11 \text{ kJ/jam} = 61364,03 \text{ kkal/jam}$$

$$C_p = 0,52 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\Delta T \text{ standar} = 25^\circ\text{C}$$

$$\lambda \text{ steam} = 908,6 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\text{Maka nilai } W_t = 267,83 \text{ lb/jam} = 121,49 \text{ kg/jam} = 0,03 \text{ kg/s}$$

Menghitung kecepatan volumetric steam

$$Q_v = \frac{Wt}{\rho_{air}} = 4,75 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,13 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung luas perpindahan panas

$$(T_1) = \text{suhu masuk reaktor} = 63^\circ\text{C} = 145,4^\circ\text{F}$$

$$(T_2) = \text{suhu keluar reaktor} = 63^\circ\text{C} = 145,4^\circ\text{F}$$

$$(t_1) = \text{suhu pemanas masuk} = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$(t_2) = \text{suhu pemanas keluar} = 150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$$

$$\Delta T.LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} = 156,6^\circ\text{F}$$

$$U_d = 50 - 100 \text{ (steam medium organic)}$$

$$A = \frac{Q}{U.D.\Delta T} = 31,08 \text{ ft}^2$$

Menghitung tinggi jaket

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket (DD)} &= (P \times R) / (SE - 0,6P) + C \\ &= 0,8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam jaket (ID)} = 84 \text{ in} = 2,13 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar jaket (OD)} &= \text{ID jaket} + (2.DD) \\ &= 85,60 \text{ in} = 2,17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi cairan dalam shell} \\ &= 2,58 \text{ in} = 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding jaket

Diketahui;

$$\text{Poperasi} = 14,7 \text{ psi} \quad \text{Phidrostatik} = 3,15 \text{ psi}$$

$$\text{Pdesain} = 17,84 \text{ psi} = 123,02 \text{ kPa}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi maksimum (E)} = 0,8$$

$$\text{Faktor koreksi (C)} = 0,75 \text{ in}$$

$$r = \text{OD jaket} / 2 = 84 \text{ in} \qquad \text{icr} = 5,13 \text{ in}$$

Maka ts;

$$ts = \frac{P.r}{2.f.E - (0,6.P)} + C = 0,77 \text{ in}$$

$$\text{ts standar} = 0,88 \text{ in}$$

Sehingga,

$$BC = r - \text{icr} = 78,88 \text{ in}$$

$$BC^2 = 6221,27 \text{ in}^2$$

$$a = 0,5 \times \text{OD Jaket} = 42 \text{ in}$$

$$AB = a - \text{icr} = 36,88 \text{ in}$$

$$AB^2 = 1359,77 \text{ in}^2$$

$$AC = ((BC)^2 - (AB)^2)^{0,5}$$

$$AC = 69,72 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 14,28 \text{ in}$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,88 \text{ in} + 14,28 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 17,15 \text{ in} = 0,44 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$\text{Bagian lengkung troherical head (Vh)} = 0,000049 \times \text{ID}^3 = 29,04 \text{ in}^3$$

$$\text{Bagian straight flange (Vsf)} = \frac{1}{4} \pi \cdot \text{ID}^2 \cdot sf = 11077,92 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume head total (Vt)} = Vh + Vsf = 61263,35 \text{ in}^3$$

Menghitung luas permukaan reaktor

Untuk tebal *head* < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka *head* dapat digunakan diameter equivalen dengan rumus :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr = 93,4167 \text{ in} = 2,37 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan total (A total)} = A_{shell} + 2.A_{head} = 46687,36 \text{ in}^2$$

dengan; $\mu = \mu_w$, sehingga $\mu/\mu_w = 1$

$$Di = ID = 7,00 \text{ ft}$$

$$\rho = 56,38 \text{ lb/ft}^3$$

$$Cp = 0,52 \text{ Btu/lb.F}$$

$$L = \text{diameter pengaduk} = 2,32 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan pengaduk} = 100 \text{ rpm} = 1,67 \text{ rps}$$

$$k = 0,3955 \text{ Btu/hr.F.ft} = 0,00011 \text{ Btu/s.F.ft}$$

$$\mu = 0,0001 \text{ lb/ft.s}$$

$$Re = \frac{L^2 N \rho}{\mu} = 410736,87$$

Nilai JH = 2000 (Grafik 20.2, Kern)

Menghitung koefisien perpindahan panas antara reaktor dan jaket

Untuk menghitung koefisien perpindahan panas, digunakan persamaan 20., Kern

$$\text{yaitu ; } h_i = 0,73 \frac{k}{D_i} \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{0,65} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{0,33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,24}$$

Dimana; $(Cp.\mu/k)^{1/3} = 0,19 \text{ ft}^2$

$$\mu/\mu_w = 1$$

$$k/D_i = 1,5699E-05 \text{ Btu/s.F}$$

maka nilai $h_i = 0,04 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

$$\boxed{h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD}} = 0,04 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$h_o = jh \cdot \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,34} \quad (Cp \cdot \mu)/k)^{1/3} = 0,19 \text{ ft}^2$$

$$k/De = 0,05$$

Maka $h_o = 19,7 = 0,07 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot F$

Menghitung clean overall cpefficient (U_c) dan design overall coefficient (U_d)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = 0,02$$

Dari tabel 12 kern hal 845 $R_d = 0,001$

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

$$1/U_d = R_d + 1/U_c = 0,001 + (1/0,0009) = 41$$

$$U_d = 0,0247 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot F$$

$$1/U_c = 1/U_c = 41$$

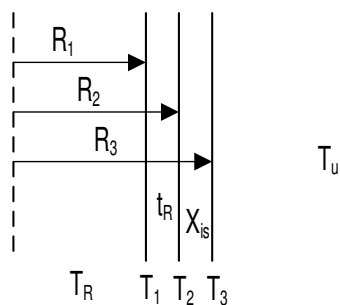
$$1/U_d = 1/U_d = 40,51$$

$$R_d = 0,001$$

Menghitung Isolator

Panas yang dihasilkan dari reaksi dalam reactor sebagian hilang ke lingkungan dan sebagian besar diserap oleh jaket pemanas reactor. Alasan utama perlu ditambahkan isolator adalah agar suhu dinding reactor tidak terlalu tinggi sehingga operator dapat bekerja secara aman dan nyaman.

Profil suhu arah melintang dinding reactor :



Keterangan :

$$T_R = \text{suhu cairan dalam reaktor} = 63^\circ\text{C} = 336,15 \text{ K}$$

$$R_1 = \text{Jari-jari dalam reaktor} = 1,06 \text{ m} = 3,47 \text{ ft}$$

$$R_2 = \text{Jari-jari luar reaktor} = 1,07 \text{ m} = 3,50 \text{ ft}$$

$R_3 = \text{Jari-jari reaktor setelah diisolasi}$

$$T_1 = \text{Suhu dinding dalam reaktor} = 63^\circ\text{C} = 336,15 \text{ K}$$

$T_2 = \text{Suhu dinding luar reaktor}$

$$T_3 = \text{Suhu isolator bagian luar} = 40^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$T_u = \text{Suhu udara luar} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$X_{is} = \text{tebal isolasi}$

$$t_R = \text{tebal dinding reaktor} = 0,0079 \text{ m} = 0,03 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi reaktor} = 3,1919 \text{ m} = 14,11 \text{ ft}$$

Asumsi:

Tidak terjadi perpindahan panas ke arah aksial (Panas hilang melalui *head* dan bawah reaktor diabaikan). Suhu dinding dalam reaktor = suhu cairan.

Tidak ada akumulasi panas (*steady state*), sehingga $Q_{\text{loss}} = Q_c = Q_1 = Q_2$.

$$T_3 = 40^\circ\text{C} \quad T_u = 30^\circ\text{C}$$

Dipilih isolasi dengan bahan asbestos dengan konduktifitas bahan isolasi (K_{is})

sebesar 0,87 Btu/jam. Adapun pendekatan K_{is} pada suhu rata-rata :

$$T_{\text{avg}} = \frac{(30^\circ\text{C} + 40^\circ\text{C})}{2} = 35^\circ\text{C} = 95 \text{ F}$$

$$K_{is} = 0,0907 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

emsivitas (ϵ) untuk bahan asbestos antara 0,93 – 0,95 dan dipilih 0,94

Sifat fisis dinding reaktor;

$$\text{Konduktivitas bahan reaktor (} K_r \text{)} = 8,7 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

Jari-jari dalam reactor (R_1)	= 1,06 m	= 3,47 ft
Tebal dinding reactor (T_r)	= 0,01 m	= 0,03 ft
Jari-jari luar reactor (R_2)	= 1,07 m	= 3,5 ft

Menghitung koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = 0,173 \cdot \epsilon \cdot \left[\left(\frac{T_3}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_u}{100} \right)^4 \right] \frac{1}{T_3 - T_u} = 0,0056 \text{ Btu/jam.ft}^3 \cdot \text{F}$$

Menghitung koefisien perpindahan panas konveksi

$$h_c = 0,19 \cdot (T_3 - T_u)^{0,33} = 0,01 \text{ Btu/jam.ft}^3 \cdot \text{F}$$

tebal isolasi, $X_{is} = 0,49 \text{ ft} = 0,15 \text{ m}$

$R_3 = R_2 + X_{is} = 3,99 \text{ ft}$

Perpindahan panas secara konveksi dan radiasi dari permukaan ke udara sekeliling;

$$Q_c = (h_r + h_c) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot H \cdot (T_3 - T_u) = 35,85 \text{ Btu/jam.ft}$$

Tahanan perpindahan panas konduksi pada isolasi

$$R_{kis} \cdot 2 \cdot \pi \cdot H = \frac{\ln \left(\frac{R_3}{R_2} \right)}{k_{is}} = 1,45 \text{ Jam.ft.F/Btu}$$

Tahanan perpindahan panas konduksi pada reactor = 0,0009 jam.ft.F/Btu

Tahanan perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi

$$R_h \cdot 2 \cdot \pi \cdot H = \frac{1}{(h_c + h_r) \cdot R_3} = 0,50 \text{ jam.ft.F/Btu}$$

Panas hilang ditinjau secara *overall*

$$Q_{loss} = \frac{(T_1 - T_u) \cdot 2 \cdot \pi \cdot H}{R_{kis} + R_{kr} + R_h} = 30,35 \text{ Btu/jam.ft}$$

karena tidak ada akumulasi panas (*steady state*), sehingga $Q_{loss} = Q_c$.

Suhu batas dinding reactor dan isolasi dapat dihitung dengan rumus ;

$$T_2 = - \left(\frac{Q_{loss}}{2 \cdot \pi \cdot H} \right) \cdot R_{kr} + T_1 = 145,40 \text{ F} = 336,15 \text{ K}$$

Cek panas konduksi melalui dinding isolasi ; $\frac{Q_2}{2 \cdot \pi \cdot H} = \frac{(T_2 - T_3)}{R_{kis}} = 28 \text{ Btu/jam.ft}$

Sehingga diperoleh $Q_{loss} = 2836,78 \text{ kJ/jam}$.

Menentukan Ukuran Pipa

Perancangan keluaran dari reactor (R-01)

$$\rho \text{ umpan} = 858,32 \text{ kg/m}^3 = 53,57 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 0,53 \text{ cp} = 1,28 \text{ lb/ft.jam}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2794,29 \text{ kg/jam} = 0,78 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 3,26 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga $D_i \text{ opt}$ adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : $D_i \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, $D_i \text{ opt} = 1,3887 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in} \quad A = 2,04 \text{ in}^2 \sim 0,0013 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in} = 4,83 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 4,09 \text{ cm} \sim 0,04 \text{ m}$$

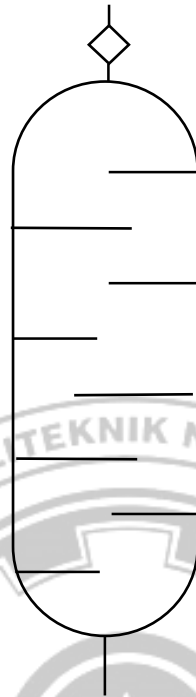
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 2464,78 \text{ m/jam} = 0,68 \text{ m/s} \sim 68,47 \text{ cm/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 45324,24$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen **BENAR**.

C10. Menara Destilasi (MD-01)



Fungsi : Memisahkan campuran yang berasal dari Separator Drum (S-01)

Jenis : *Sieve plate*

Jumlah : 1 buah

Tabel C10.1 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

<i>Komponen</i>	<i>BM</i>	Masuk		Keluar			
				Hasil atas		Hasil bawah	
		<i>Kmol/jam</i>	<i>Kg/jam</i>	<i>Kmol/jam</i>	<i>Kg/jam</i>	<i>Kmol/jam</i>	<i>Kg/jam</i>
C ₈ H ₈ O ₃	152	0,001	0,21	0,00	0,00	0,001	0,21
H ₂ O	18	6,94	124,92	0,07	1,25	6,87	123,67
CH ₃ OH	32	69,46	2222,85	69,46	2222,89	0	0
H ₂ SO ₄	98	0,80	78,13	0,00	0,00	0,80	78,13
C ₇ H ₆ O ₃	138	0,10	14,29	0,00	0,00	0,10	14,29
Jumlah		77,31	2440,39	69,53	2224,10	7,77	216,29
		2440,39		2440,39			

Menentukan Bubble Point dan Dew Point

Tabel C10.2 Vapor Pressure Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	45,62	-3244,7	-13,99	0,01	-1,0507E-13
H ₂ O	29,86	-3152,2	-7,30	2,427E-09	0,000001809
C ₇ H ₆ O ₃	177,39	-12871	-56,301	-1,667E-07	0,000011353
C ₈ H ₈ O ₃	202,68	-12160	-66,67	-1,801E-09	0,00001806
H ₂ SO ₄	2,06	-4192,4	3,26	-0,0011224	5,5371E-07

Tabel C10.3 Komposisi Umpan Masuk Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	x (%mol)
CH ₃ OH	32	69,46	2222,85	0,90
H ₂ O	18	6,94	124,92	0,09
C ₇ H ₆ O ₃	138	0,10	14,29	0,001
C ₈ H ₈ O ₃	152	0,001	0,21	0,00
H ₂ SO ₄	98	0,80	78,13	0,01
		77,31	2440,39	1,00

➤ Menghitung Bubble Point

$$T = 339,81 \text{ K} = 66,81 \text{ } ^\circ\text{C} \quad P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

$$P_o = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

$$K_i = P_o/P_t \quad Y_i = x_i \cdot K_i$$

Tabel C10.4 Bubble point Umpan Masuk Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	x _i	P ₀	K _i (P _o /P _t)	Y _i (x _i ·K _i)
CH ₃ OH	0,90	825,59	1,09	0,98
H ₂ O	0,09	202,14	0,27	0,02
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1,69	0,002	0
H ₂ SO ₄	0,01	0,01	0,00	0
				1,00

➤ Menghitung *Dew Point*

➤ $T = 447,173 \text{ K} = 174,173^\circ\text{C}$

➤ $P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$

➤ $P_o = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$

➤ $K_i = P_o/P_t$

➤ $x_i = y_i \cdot K_i$

Tabel C10.5 *Dew point* Umpan Masuk Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	y_i	P_0	K_i (P_o/P_t)	x_i ($y_i \cdot K_i$)
CH ₃ OH	0,90	17942,50	23,61	0,04
H ₂ O	0,09	6528,05	8,59	0,01
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	44,51	0,06	0,02
C ₈ H ₈ O ₃	0,01	248,36	0,33	0,0001
H ₂ SO ₄	0,90	8,44	0,01	0,93
				1,00

Umpan Destilat (Lapisan atas)

Tabel C10.6 Komposisi Destilat Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	x (%mol)
CH ₃ OH	32	69,46	2222,85	0,999
H ₂ O	18	0,07	1,25	0,001
C ₇ H ₆ O ₃	138	0	0	0
C ₈ H ₈ O ₃	152	0	0	0
H ₂ SO ₄	98	0	0	0
		69,53	2224,10	1,00

➤ Menghitung *Bubble Point*

$T = 337,71 \text{ K} = 64,71^\circ\text{C}$

$P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$

$P_o = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$

$$K_i = P_o/P_t$$

$$Y_i = x_i.K_i$$

Tabel C10.7 *Bubble point* Destilat Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	x_i	P_0	K_i (P_o/P_t)	Y_i ($x_i.K_i$)
CH ₃ OH	0,999	760,55	1,0007	0,9997
H ₂ O	0,001	184,11	0,24	0,0003
C ₇ H ₆ O ₃	0	0,02	0,00	0
C ₈ H ₈ O ₃	0	1,44	0,002	0
H ₂ SO ₄	0	0,004	0,00	0
				1,00

Menghitung *Dew Point*

$$\text{➤ } T = 337,77 \text{ K} = 64,772 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{➤ } P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{➤ } P_o = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

$$\text{➤ } K_i = P_o/P_t \quad x_i = Y_i.K_i$$

Tabel C10.8 *Dew point* Distilat Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	y_i	P_0	K_i (P_o/P_t)	x_i ($y_i.K_i$)
CH ₃ OH	0,9997	762,35	1,0031	0,996
H ₂ O	0,0003	184,61	0,24	0,004
C ₇ H ₆ O ₃	0	0,02	0,00	0
C ₈ H ₈ O ₃	0	1,45	0,0019	0
H ₂ SO ₄	0	0,004	0,00	0
				1,00

Umpan *Bottom* (Lapisan Bawah)

Tabel C10.9 Komposisi hasil *bottom* Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	x (%mol)
CH ₃ OH	32	0	0	0
H ₂ O	18	6,87	123,67	0,88
C ₇ H ₆ O ₃	138	0,10	14,29	0,01
C ₈ H ₈ O ₃	152	0,0014	0,21	0,0002
H ₂ SO ₄	98	0,80	78,13	0,10
		7,77	216,29	1,00

➤ Menghitung *Bubble Point*

$$T = 376,66 \text{ K} = 103,66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

$$P_o = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

$$K_i = P_o/P_t$$

$$Y_i = x_i \cdot K_i$$

Tabel C10.10 *Bubble point bottom* Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	x _i	P ₀	K _i (P ₀ /P _t)	Y _i (x _i ·K _i)	T _c (K)
CH ₃ OH	0	2951,36	3,88	0	512,58
H ₂ O	0,88	859,74	1,13	0,9999	647,13
C ₇ H ₆ O ₃	0,01	0,63	0,0008	0,0001	739
C ₈ H ₈ O ₃	0,0002	16,75	0,02	0	701
H ₂ SO ₄	0,10	0,09	0,0001	0	925
				1,0000	

➤ Menghitung *Dew Point*

$$T = 493,89 \text{ K} = 220,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_t = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Po} = \log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

$$K_i = P_o/P_t$$

$$x_i = y_i \cdot K_i$$

Tabel C10.11 Dew point bottom Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	y_i	P0	K_i (P_o/P_t)	x_i ($y_i \cdot K_i$)
CH ₃ OH	0	44322,82	58,32	0,00
H ₂ O	0,88	17616,27	23,18	0,04
C ₇ H ₆ O ₃	0,01	275,74	0,36	0,04
C ₈ H ₈ O ₃	0,0002	765,85	1,01	0,0002
H ₂ SO ₄	0,10	84,28	0,11	0,93
				1,00

Menghitung viskositas

➤ Umpan Masuk

$$T = 339,81 \text{ K} = 66,81 \text{ }^\circ\text{C} \quad \mu = 10^{(A + \frac{B}{T}) + (C \times T) + (D \times T^2)}$$

$$x_i = F / \Sigma F \quad \mu_{\text{campuran}} = \mu \times x_i$$

Tabel C10.12 Viskositas Campuran di Menara Destilasi (MD-01)

komponen	A	B	C	D	μ (cp)	F (kg/jam)	x_i	μ mix. (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	-2,4E-05	0,33	2222,85	0,91	0,20
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	-1,3E-05	0,42	124,92	0,05	0,02
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	1	14,28	0,01	0,01
H ₂ SO ₄	-18,70	3496,2	0,03	-1,7E-05	7,24	78,13	0,02	0,23
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1169,32	0,02	-2,4E-05	0,003	0,21	0,0001	0,00
						2440,39		0,56

➤ Umpan Destilat

$$T = 337,72 \text{ K} = 148,226^\circ\text{C} \quad \mu = 10^{(A + \frac{B}{T}) + (C \times T) + (D \times T^2)}$$

$$x_i = F / \Sigma F$$

$$\mu_{campuran} = \mu \times x_i$$

Tabel C10.13 Viskositas Campuran Destilat di Menara Destilasi (MD-01)

komponen	A	B	C	D	μ (cp)	F (kg/jam)	x_i	μ mix (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	-2,4E-05	0,34	2222,85	0,999	0,34
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	-1,3E-05	0,44	0,45	0,001	0,00
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	1	0	0	0
H ₂ SO ₄	-18,70	3496,2	0,03	-1,7E-05	7,56	0	0	0
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1169,32	0,03	-2,4E-05	0,003	0	0	0
						2224,10		0,34 cp

➤ Umpan *Bottom*

$$T = 382,58 \text{ K} = 228,98 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu = 10^{(A + \frac{B}{T}) + (C \times T) + (D \times T^2)}$$

$$x_i = F / \Sigma F$$

$$\mu_{campuran} = \mu \times x_i$$

Tabel C10.14 Viskositas Campuran *Bottom* di Menara Destilasi (MD-01)

komponen	A	B	C	D	μ (cp)	F (kg/jam)	x_i	μ mix (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	-2,4E-05	0,23	0	0	0
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	-1,3E-05	0,27	123,67	0,57	0,15
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	1	14,29	0,07	0,07
H ₂ SO ₄	-18,70	3496,2	0,03	-1,7E-05	4,20	78,13	0,36	1,52
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1169,32	0,03	-2,4E-05	0,0016	0,21	0,0010	0
						216,29		1,74 cp

Menghitung Cp komponen

Cp komponen dapat dihitung dengan rumus berikut :

Liquid : $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$

Solid : $C_p = A + BT + CT^2$

➤ Umpan Masuk

$$T = 339,81 \text{ K} = 66,81 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ referensi} = 298,15 \text{ K} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$x_i = F / \Sigma F$$

$$C_{p \text{ mix}} = C_p dt \times x_i$$



Tabel C10.15 Kapasitas Panas Umpan Masuk di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	D	F (mol/jam)	xi (mol)	Cpdt (J/mol)	Cp mix(cp)
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	1,4598E-06	69,46	0,90	3412,26	3066,12
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	5,3469E-07	6,94	0,09	3134,33	281,37
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,32	0,00038	0	0,10	0,0013	7393,58	9,90
H ₂ SO ₄	26,00	0,70	-0,00138	1,0342E-06	0,001	0,00	5952,98	0,11
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,04	-0,002	2,4373E-06	0,80	0,01	10695,70	110,31
					77,31	1,00	30588,85	3467,80

➤ Distilat

$$T = 337,772 \text{ K} = 64,772 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ referensi} = 298,15 \text{ K} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Cp \text{ dt} = A \times (T - T_{ref}) + (B/2 \times (T - T_{ref})^2) + (C/3 \times (T - T_{ref})^3) + (D/2 \times (T - T_{ref})^4)$$

$$xi = F / \Sigma F$$

$$Cp \text{ mix} = Cp \text{ dt} \times xi$$

Tabel C10.16 Kapasitas Panas Destilat di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	D	F (mol/jam)	xi (mol)	Cpdt (J/mol)	Cp mix(cp)
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	1,4598E-06	69,46	0,999	3241,03	3237,79
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	5,3469E-07	0,07	0,001	2981,22	2,98
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,32	0,00038	0	0,00	0,00	7008,83	0
H ₂ SO ₄	26,00	0,70	-0,00138	1,0342E-06	0,00	0,00	5656,36	0
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,04	-0,002	2,4373E-06	0,00	0,00	10163,88	0
					69,53	1,00	29051,31	3240,78

➤ *Bottom*

$$T = 382,581 \text{ K} = 109,581 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ referensi} = 298,15 \text{ K} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Cp \text{ dt} = A \times (T - T_{ref}) + (B/2 \times (T - T_{ref})^2) + (C/3 \times (T - T_{ref})^3) + (D/2 \times (T - T_{ref})^4)$$

$$xi = F / \Sigma F$$

$$Cp \text{ mix} = Cp \text{ dt} \times xi$$

Tabel C10.17 Kapasitas Panas *bottom* di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	D	F (mol/jam)	xi (mol)	Xi (mol)	μ campuran (cp)
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	1,4598E-06	0,00	0,00	6598,80	0
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	5,3469E-07	6,87	0,88	5963,50	5271,31
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,32	0,00038	0	0,10	0,01	30051,84	400,26
H ₂ SO ₄	26,00	0,70	-0,00138	1,0342E-06	0,0014	0,00	14629,56	2,59
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,04	-0,002	2,4373E-06	0,80	0,103	25980,13	2664,91
					7,77	1,00	83223,83	8339,08

Menghitung Thermal Conductivity

Thermal conductivity dapat dihitung dengan rumus berikut :

Liquid organic : $\text{Log}_{10} K = A + B(1 - T/C)^{2/7}$

Liquid inorganic dan solid : $k = A + BT + CT^2$

➤ Umpan Masuk

T = 339,811 K = 66,811 °C

xi = F / ΣF

k = $10^{A + B \times (1-T/C)^{2/7}}$

k mix = k x xi

Tabel C10.18 *Thermal Conductivity* Umpan Masuk di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	T/C	$(1-T/C)^{2/7}$	F (mol/jam)	xi (mol)	k (W/m/K)	K mix
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58	0,66	0,73	69,46	0,90	0,19	0,17
H ₂ O	-0,28	0,005	-5,5E-06			6,94	0,09	0,65	0,06
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0	0,10	0,001	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,16	0,001	-1,3E-06			0,001	0,00	0,37	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	-1,67	0,98	701	0,48	0,83	0,80	0,01	0,14	0,0014
						77,31	1,00	1,35	0,23

➤ Distilat

$$T = 337,772 \text{ K} = 64,772 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$xi = F / \Sigma F$$

$$k = 10^{A + B \times (1-T/C)^{2/7}}$$

$$k \text{ mix} = k \times xi$$

Tabel C10.19 *Thermal Conductivity* Distilat di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	T/C	$(1-T/C)^{2/7}$	F (mol/jam)	xi (mol)	k (W/m/K)	K mix
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58	0,66	0,73	69,46	0,999	0,19	0,19
H ₂ O	-0,28	0,005	-5,5E-06			0,07	0,001	0,64	0,0006
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,16	0,001	-1,3E-06			0,00	0,00	0,37	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	-1,67	0,98	701	0,48	0,83	0,00	0,00	0,14	0,00
						69,53	1,00	1,34	0,19

➤ Bottom

$$T = 382,581 \text{ K} = 109,581 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$k = 10^{A + B \times (1-T/C)^{2/7}}$$

$$xi = F / \Sigma F$$

$$k_{\text{mix}} = k \times xi$$

Tabel C10.20 *Thermal Conductivity Bottom* di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	C	T/C	$(1-T/C)^{2/7}$	F (mol/jam)	xi (mol)	k (W/m/K)	K mix
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58	0,75	0,68	0,00	0,00	0,18	0,00
H ₂ O	-0,28	0,005	-5,5E-06			6,87	0,88	0,82	0,73
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	0	0	0,10	0,01	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,16	0,001	-1,3E-06			0,001	0,00	0,42	0,0001
C ₈ H ₈ O ₃	-1,67	0,98	701	0,55	0,80	0,80	0,10	0,13	0,01
						7,77	1,00	1,54	0,74

Menghitung Densitas

Densitas komponen dapat dihitung dengan rumus berikut :

$$\rho = A \times B^{-(1-T/T_c)^n}$$

➤ Umpan Masuk

$$T = 339,81 \text{ K} = 66,81 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = A \times B^{-n}$$

$$xi = F / \Sigma F$$

$$\rho_{\text{mix}} = \rho \times xi$$

Tabel C10.21 Densitas Umpan Masuk di Menara Destilasi (MD-01)

komponen	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (g/ml)	massa (mol/jam)	xi (mol)	ρ mix (g/ml)
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,66	0,78	0,75	69,46	0,90	0,67
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,53	0,81	0,99	6,94	0,09	0,09
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0	469,15	0,72	1,00	0,00	0,10	0,001	0,00
H ₂ SO ₄	0,37	0,26	0,26	701	0,48	0,84	1,14	0,001	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,42	0,19	0,29	647,13	0,53	0,81	1,59	0,80	0,01	0,02
								77,31	1,00	0,78

Distilat

$$T = 337,77 \text{ K} = 64,77 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Tabel C10.22 Densitas Destilat di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (g/ml)	massa (mol/jam)	xi (mol)	ρ mix (g/ml)
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,6	0,78	0,75	69,46	0,999	0,75
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,52	0,81	0,99	0,07	0,001	0,001
								69,53	1,000	0,75

➤ *Bottom*

$$T = 377,58 \text{ K} = 104,58 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tabel C10.23 Densitas *bottom* di Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (g/ml)	massa (mol/jam)	xi (mol)	ρ mix (g/ml)
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,58	0,78	0,95	6,87	0,88	0,84
H ₂ SO ₄	0,37	0,26	0,26	701	0,54	0,82	1,10	0,001	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,42	0,19	0,29	647,13	0,58	0,78	1,52	0,80	0,10	0,16
								7,77	1,00	1,00

Menentukan jumlah *plate* minimum

Jumlah *plate* minimum dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$N_m + 1 = \frac{\ln[(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\ln(\alpha_{LK/HK})_{AVG}} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983})$$

alpha avg diperoleh dari buku Coulson

alpha HK dianggap 1 dan alpha top dan bottom diperoleh dari Ki light/Ki heavy

$$\text{alpha top} = 1,00 / 0,24 = 4,13$$

$$\alpha_{bottom} = 3,883 / 1,13 = 3,43$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{top} \times \alpha_{bottom})^{0,5} = 3,78$$

$$N_m + 1 = \frac{\ln\left(\frac{x_{umpan\ destilat\ CH3OH}}{x_{umpan\ destilat\ H2O}}\right) \times (x_{umpan\ bottom\ H2O})}{\ln \alpha_{avg}} = 5 \text{ (dengan boiler)}$$

$$N_m = (N_m + 1) - 1 = 5 - 1 = 4 \text{ (tanpa boiler)}$$

Menghitung reflux ratio minimum dan ideal stages

Salah satu korelasi empiris yang sering digunakan untuk menghitung kebutuhan jumlah stage pada suatu menara destilasi yang memisahkan campuran biner adalah korelasi Gilliland. korelasi ini berkaitan dengan jumlah stage minimum, refluks minimum, dan refluks operasi. Persamaan yang sering digunakan adalah sebagai berikut :

$$\sum_1^n \frac{X_{iF}\alpha_i}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = \frac{X_{1F}\alpha_1}{\alpha_1 - \theta} + \frac{X_{2F}\alpha_2}{\alpha_2 - \theta} + \dots \quad R_m + 1 = \sum_1^n \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Kondisi Feed Cair Jenuh, q = 1
Trial 0 0,99

Tabel C10.24 Perhitungan Rasio Refluks minimum dan Ideal stage

Component	X _{i,f}	X _{i,d}	a avg	X _{i,f} .a _i /a _{i-0}	A _i .X _{i,d} /a _{i-0}
CH3OH	0,00	0,99	3,72	0,00	1,36
H2O	0,49	0,0008	1,00E+00	36,80	0,06
C7H6O3	0,18	0,00			
C8H8O3	0,003	0,0000			
H2SO4	0,32	0,00			
Total	1,00	1,00		36,80	1,42
Ratio Reflux Minimum (R_m)		$\Sigma A_i \cdot X_{i,d} / a_{i-0} - 1$ = 0,42			
Actual Reflux (R), 1.2-1.5 R_m		1,5 x R _m = 0,63			

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}, \quad = 0,13$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X}\right)\left(\frac{X - 1}{X^{0,5}}\right)\right], \quad = 0,53$$

$$N = \frac{N_m + Y}{1 - Y} = 10$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, dipilih ideal *stages* yaitu 10.

Menghitung efisiensi tray

$$E_o = 0,52782 - 0,27511 \log_{10}(\alpha\mu) + 0,044923[\log_{10}(\alpha\mu)]^2 \quad (\text{O'Connell's eq. Wankat eq. 10.6})$$

Temperatur distilat = 337,77 K

Temperatur bottom = 376,66 K

μ, D, μ, B, XD dan XB diperoleh dari sifat fisis komponen.

$\mu, D \text{ avg} = \mu, D \times XD$

$\mu, B \text{ avg} = \mu, B \times XB$

Tabel C10.25 Perhitungan Efisiensi *tray*

Komponen	μ, D	μ, B	XD	XB	$\mu, D \text{ avg}$	$\mu, B \text{ avg}$
CH ₃ OH	0,34	0,00	0,999	0,00	0,34	0,00
H ₂ O	0,0002	0,15	0,0006	0,57	0,00	0,09
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,07	0,00	0,07	0,00	0,004
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	1,52	0,00	0,36	0,00	0,55
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00	0,001	0,00	0,00
Total					0,34	0,64

$\mu \text{ avg} = (\sum \mu, D \text{ avg} \times \sum \mu, B \text{ avg})^{0,5} = 0,47 \text{ cp}$

$a_{\text{avg LK}} \times \mu \text{ avg} = 1,76$

$E_o = 0,46 \sim \text{Efisiensi tray}$

$$\begin{aligned} \text{Actual stages} &= \text{Ideal stage/Efisiensi tray} \\ &= 10 / 0,46 &= 21 \text{ (Tanpa reboiler)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual stages} &= \text{Actual stages dengan reboiler} + 1 \\ &= 21 + 1 &= 22 \text{ (tanpa reboiler)} \end{aligned}$$

Menentukan feed location

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan *feed plate* adalah persamaan kirkbride :

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f, HK}}{x_{f, LK}} \right) \left(\frac{x_{b, LK}}{x_{d, HK}} \right)^2 \right] \quad (\text{Kirkbride eq. Coulson hal.526})$$

Dengan; N_r = jumlah plate di enchrining section

N_s = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Diperoleh;

$$\log N_r/N_s = 0,42$$

$$N_r/N_s = 2,63$$

$$N_r + N_s = 21 \quad \text{Actual stages tanpa reboiler}$$

$$N_s = (N_r/N_s) / 1 + N_r/N_s = 6 \text{ dari stage bawah}$$

Menentukan Plate Design

- a. Densitas pada suhu distilat 337,772 K

Densitas dihitung dengan rumus berikut :

$$\rho = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Fase cair

Tabel C10.26 Perhitungan densitas campuran pada fase cair distilat

komponen	F, kmol/jam	x	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	ρ.Xi (g/cm ³)	ρ.Xi (kg/m ³)
CH ₃ OH	69,4640	0,9990	0,2720	0,2719	0,2331	512,5800	0,6590	0,7782	0,7493	0,7485	748,5308
H ₂ O	0,0694	0,0010	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	0,5220	0,8099	0,9904	0,0010	0,9885
C ₇ H ₆ O ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	469,1500	0,7200	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	0,0000	0,0000	0,3713	0,2641	0,2612	701,0000	0,4818	0,8422	1,1392	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,4217	0,1936	0,2857	647,1300	0,5220	0,8099	1,5944	0,0000	0,0000
Total	69,5334	1,0000								0,7495	749,5192

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh densitas campuran pada fase cair sebesar 749,41 kg/m³.

Fase gas

Tabel C10.27 Perhitungan densitas campuran pada fase gas distilat

Komponen	kmol/jam	BM	Yi.BM	ρ (kg/cum)
CH ₃ OH	69,46	32	31,97	1,15
H ₂ O	0,07	18	0,02	0,0006
Total	69,53		31,99	1,15

sehingga, densitas campuran pada fase gas sebesar 1,1540 kg/m³.

b. Densitas pada suhu *bottom*

Fase cair T = 376,66 K

Tabel C10.28 Perhitungan densitas campuran pada fase cair *bottom*

komponen	F, kmol/jam	x	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	ρ.Xi (g/cm ³)	ρ.Xi (kg/m ³)
CH ₃ OH	0,0000	0,0000	0,2720	0,2719	0,2331	512,5800	0,7348	0,7339	0,7072	0,0000	0,0000
H ₂ O	6,8704	0,8839	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	0,5820	0,7794	0,9521	0,8416	841,5520
C ₇ H ₆ O ₃	0,1035	0,0133	0,0000	0,0000	0,0000	469,1500	0,8029	1,0000	1,4430	0,0192	19,2194
C ₈ H ₈ O ₃	0,0014	0,0002	0,3713	0,2641	0,2612	701,0000	0,5373	0,8177	1,1026	0,0002	0,1953
H ₂ SO ₄	0,7973	0,1026	0,4217	0,1936	0,2857	647,1300	0,5820	0,7794	1,5165	0,1556	155,5555
Total	7,7725	1,0000								0,8608	860,7715

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh densitas campuran pada fase cair sebesar 860,77 kg/m³.

Fase gas

Tabel C10.29 Perhitungan densitas campuran pada fase gas *bottom*

Komponen	kmol/jam	BM	Yi.BM	ρ (kg/m ³)
CH ₃ OH	0,00	32	0,00	0,00
H ₂ O	6,87	18	15,91	0,51
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	138	1,84	0,06
C ₈ H ₈ O ₃	0,001	152	0,03	0,0009
H ₂ SO ₄	0,80	98	10,05	0,33
Total	7,77		27,83	0,90

sehingga, densitas campuran pada fase gas sebesar 0,9004 kg/m³.

Menentukan Laju alir

$$D = \text{Total laju alir umpan destilat} = 2224,10 \text{ kg/jam}$$

$$V = (R + 1) \times D = 3611,14 \text{ kg/jam}$$

$$L_o = R \times D = 1387,04 \text{ kg/jam}$$

$$B = \text{Total laju alir umpan } \textit{bottom} = 216,29 \text{ kg/jam}$$

$$B = L_m - V_m = 216,29 \text{ kg/jam}$$

$$L_m = F.q + R.D = 3827,43 \text{ kg/jam}$$

$$V_m = L_m - B = 3611,14 \text{ kg/jam}$$

$$L_m/V_m = 1,06$$

Menentukan physical properties

Distilat :

Bottom :

$$\rho_V = 1,15 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_V = 0,90 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 749,52 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_L = 860,77 \text{ kg/m}^3$$

sehingga untuk menghitung *liquid-vapor flow factor* digunakan rumus

berikut :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, p.557})$$

$$F_{LV} \text{ distilat} = 0,02$$

$$F_{LV} \text{ bottom} = 0,03$$

Berdasarkan RK sinnot, hal. 557 *plate spacing* antara 0,3 – 0,6 m sehingga dipilih *plate spacing* 0,5 m.

Dari Fig 11.27 Coulson, nilai K1 diperoleh sebagai berikut :

$$K1 \text{ distilat} = 0,08$$

$$K1 \text{ bottom} = 0,08$$

Flooding vapor velocity dihitung berdasarkan rumus dari Coulson p,557.

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$u_{f \text{ top}} = 2,04 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ bottom}} = 2,44 \text{ m/s}$$

Design persen flooding pada laju alir maksimum berdasarkan buku Coulson hal. 557 adalah 80 – 85% dan dipilih *velocity* 80%.

$$U_v = U_f \times \text{velocity}$$

$$U_{v \text{ top}} = 1,63 \text{ m/s}$$

$$U_{v \text{ bottom}} = 1,95 \text{ m/s}$$

Untuk maksimum *volumetric flow rate* dihitung sebagai berikut:

$$V_{\text{max}} = V / (\rho_v \times 3600)$$

$$V_{\text{max distilat}} = (R+1) \times D / (\rho_v \text{ Distilat} \times 3600) = 0,87 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{\text{max bottom}} = V_m / (\rho_v \text{ bottom} \times 3600) = 1,11 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Net area required} = V_{\text{max}} / U_v$$

$$\text{Distilat} = 0,53 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,57 \text{ m}^2$$

Pada *column cross-sectioned area* dihitung dengan *net area required* dibagi 1-persen *downcomer area* sebesar 10%

$$\text{Distilat} = 0,59 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,63 \text{ m}^2$$

Diameter masing-masing kolom diperoleh dengan rumus :

$$D = (4 \times \text{column cross-sectioned} / 3,14)^{0,5}$$

$$D_{top} = 0,87 \text{ m}$$

$$D_{bottom} = 0,90 \text{ m}$$

sehingga, *maximum volumetric liquid rate* = $LM / (\rho L \times 3600)$

$$V_{\max \text{ liquid rate}} = 0,001 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Fig. 11.28 (Coulson, p.569) maka alirannya adalah *cross flow*.

Menentukan *provisional plate design*

$$\text{Kolom diameter (Dc)} = 0,90 \text{ m}$$

$$\text{Kolom area (Ac)} = 0,63 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area (Ad)} = 0,08 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area (An)} = \text{Ac} - \text{Ad} = 0,56 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area (Aa)} = \text{Ac} - 2\text{Ad} = 0,48 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area (Ah)} = 6\% \text{ dari Aa} = 0,03 \text{ m}^2$$

Weir length (Fig. 11.31 Coulson, p.573) untuk $(\text{Ad}/\text{Ac}) \times 100 = 12\%$

$$lw / Dc = 0,76$$

$$lw = lw/Dc \times Dc = 0,68 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Weir height } 12\% \text{ dari plate spacing} &= \text{weir length} \times \text{plate spacing} \times 1000 \\ &= 12\% \times 0,5 \text{ m} \times 1000 = 60 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{hole diameter} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

Check weeping

$$\text{Maximum liquid rate} = LM / 3600 = 1,06 \text{ kg/s}$$

Pada persen *turn down* dipilih 85% maka minimal *liquid rate*;

$$\begin{aligned} \text{Minimum liquid rate} &= \text{max. liquid rate} \times \text{persen turn down} \\ &= 0,90 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Dengan *Francis weir* formula dapat dihitung *weir liquid crest* (Coulson):

$$\begin{aligned} h_{ow} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right)^{2/3} \\ \text{max } h_{ow} &= 750 (\text{max. liquid rate} / (\rho_L \times l_w))^{2/3} \\ &= 11,13 \text{ mm liquid} \\ \text{min } h_{ow} &= 750 (\text{min. liquid rate} / (\rho_L \times l_w))^{2/3} \\ &= 9,99 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada minimum *rate* $h_w + h_{ow} = 69,99 \text{ mm}$, sehingga pada

Fig.11.30 (Coulson, p.571) $K_2 = 30,5$. Adapun minimum *design vapor*

velocity :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} = 12,79 \text{ m/s}$$

Actual minimum *vapor velocity* = minimum *vapor rate*/Ah

$$= 32,75 \text{ m/s}$$

Memenuhi syarat karena diatas *weep point*.

Menentukan plate pressure drop

Dry plate drop

maximum vapor velocity through holes (U_h)

$$= V_{\text{max flow rate bottom}} / A_h = 38,53 \text{ m/s}$$

Pada Fig.11.34 (Coulson hal. 576) untuk *plate thickness/hole diameter* adalah 1 dan $A_h/A_p \sim A_h/A_a = 6$ maka $C_0 = 0,83$

Pressure drop through dry plate dihitung dengan rumus :

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_0} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 114,9499 \text{ mm liquid}$$

Residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} = 14,52 \text{ mm liquid}$$

Pressure drop per plate

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 200,61 \text{ mm liquid}$$

Column pressure drop = $0,00981 \times h_t \times \rho_L$ bottom

$$= 1693,95 \text{ Pa} \sim 1,69 \text{ kPa}$$

Downcomer liquid back-up

Downcomer pressure loss

$$\text{Digunakan } h_{ap} = h_w - 10 = 60 \text{ mm} - 10 = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Area under apron, } A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,03 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,08 \text{ m}^2$$

Karena $A_{ap} < A_d$ maka A_{ap} digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 133 \left(\frac{l_w}{\rho_L A_{ap}} \right)^2 = 0,22 \text{ mm}$$

Back-up in downcomer dihitung dengan rumus berikut:

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 271,96 \text{ mm} = 0,27 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} (\text{plate spacing} + \text{weir height}) &= \frac{1}{2} (0,5 \text{ m} + 60 \text{ mm}/1000) \\ &= 0,28 \text{ m} \end{aligned}$$

Cek *residence time* dihitung dengan rumus :

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} = 61,68 \text{ m/s}$$

Check Entrainment

Entrainment dapat diperkirakan dari korelasi yang diberikan oleh Fair (1961), Fig. 11.29 yang memberikan *entrainment* fraksional (kg/kg aliran cairan kotor) sebagai fungsi dari faktor cairan-uap F_{lv} , dengan pendekatan persentase terhadap flooding sebagai parameter. Persentase *flooding* dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$\text{Persen flooding} = U_n \text{ actual velocity (based on net area)} / U_f \text{ bottom}$$

$$U_n = 2,00 \text{ m/s}$$

Maka;

$$\text{Persen flooding} = 1,51 \text{ m/s} / 1,85 \text{ m/s} = 81,78\%$$

$$F_{lv} = 0,034$$

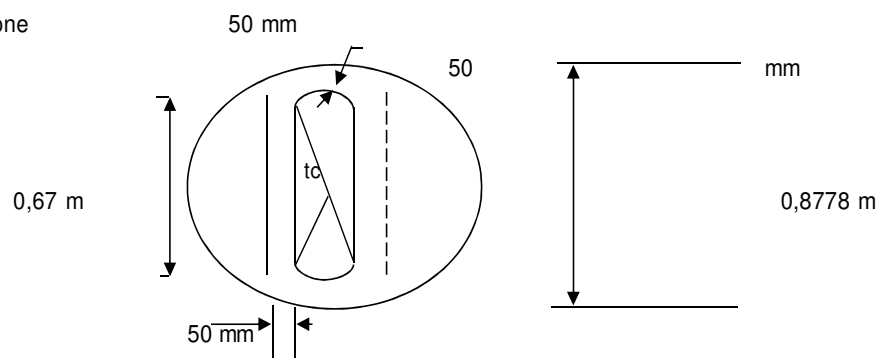
Fig. 11.29 (Coulson) : $\psi = 0,35$

Menggunakan Cartridge-type Construction.

50 mm Unperforated Strip Round Plate Edge : (50-75 mm)

Wide Calming Zone

Perforated area



Perforated area

Area yang tersedia untuk perforasi akan berkurang karena adanya halangan yang disebabkan oleh anggota struktural (cincin dan balok penyangga), dan dengan penggunaan zona penenang. Berdasarkan Fig.11.32 pada $I_w/D_c = 0,76$ diperoleh $\theta_c = 96$.

$$\text{Angle subtended at plate by unperforated strip } (A_s) = 180 - \theta_c = 84$$

$$\begin{aligned} \text{Mean length, uperforated edge strips} &= (D_c - \text{Cartridge}/1000) \times \pi \times (A_s/180) \\ &= 1,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of unperforated edge strips} &= (\text{Cartridge}/1000) \times \text{mean length} \\ &= 0,06 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of calming zones} &= (2 \times (\text{cartridge}/1000)) \times (I_w/D_c - (2 \times \text{cartridge}/1000)) \\ &= 0,06 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

sehingga, total area yang digunakan untuk perforasi adalah;

$$\begin{aligned} A_p &= A_a - (\text{Area of calming zones} - \text{Area of unperforated strips}) \\ &= 0,36 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_h / A_p = 0,08$$

Berdasarkan Fig. 11.33 Coulson hal. 575 diperoleh $I_p / dh = 3,2$

Number of Holes

$$\text{Area of one hole berdasarkan Coulson hal. 584} = 1,964 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

Number of Holes dihitung dengan membagi A_h dengan nilai area untuk 1 hole.

$$\text{Number of Holes} = A_h / \text{Area of One Hole} = 1472$$

Menghitung spesifikasi plate

Plate no.	= 1	Turn down	= 85% max rate
Plate ID	= 0,90 m	Plate material	= stainless steel
Hole size	= 5 mm	Downcomer material	= stainless steel
Hole pitch	= Hole size x I_p/dh		
	= 5 mm x 3,2		
	= 16 mm Δ	Plate spacing	= 0,5 m
Total no. holes=-		Plate thickness	= 5 mm
Active holes	= 14072	Plate pressure drop	= 200,61 mm liquid
			= 1,69 K.Pa

Mechanical Design

Spesifikasi menara

Tinggi	= (Jumlah <i>stage</i> actual - 1 <i>stage</i> reboiler) x <i>plate spacing</i> + <i>disengagement</i> + tinggi ruang cairan dibawah
	= 12,57 m
Diameter (ID _s)	= 0,90 m = 35,38 in

Menentukan kondisi *design*, berdasarkan Brownell

Bahan Carbon Steel SA 283 Grade C (f)	= 12650 psi
Suhu <i>design</i> (T operasi)	= 357,22 K

Tekanan *design*

P operasi	= 1 atm	= 15 psi
20% over design	= 18 psi	

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,13 \text{ in}$$

$$\text{Effisiensi Welding (E)} = 0,8$$

Untuk menghitung Tebal *Shell*, digunakan persamaan berikut dalam menghitung minimum thickness;

$$t_s = \frac{P \cdot \frac{D}{2}}{fE - 0,6 \cdot P} + C = 0,16 \text{ in}$$

$$\text{dipilih tebal standar} = 0,31 \text{ in}$$

$$OD_s = ID_s + 2(\text{tebal shell}) = 36,00 \text{ in} = 0,91 \text{ m}$$

Tebal head

Jenis : *Torispherical dished head*

persamaan untuk menghitung minimum *thickness* (Brownell hal. 254)

$$t_H = \frac{0,885 \cdot P \cdot r}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$\text{Dipilih } f = 12650 \text{ psi} \quad C = 0,13 \text{ in}$$

$$E = 0,80$$

$$\text{Tebal head} = 0,18 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal standar} = 0,19 \text{ in}$$

Tinggi head (hH)

Dari Tabel 5.7. Brownell hal.89

$$OD_s = 35,19 \text{ in} \quad OD_s \text{ dipilih} = 36 \text{ in}$$

$$icr = 2,25 \text{ in} \quad r = 36 \text{ in}$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$a = OD_s / 2 = 17,28 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 15,03 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 33,75 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 5,78 \text{ in}$$

$$k_{is} = 0,16 \text{ W/m.C} \quad e = 0,96$$

$$k_s = 42,93 \text{ W/m.C (untuk Carbon steel)}$$

Tabel C10.30 Sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

Tf	310,65	K
v	1,68E-05	m ² /s
k	0,03	W/m.C
Pr	0,71	
β	0,003	K-1
μ	1,89E-05	kg/m.s
g	9,81	m/s ²

keadaan *steady state* $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,45 \text{ m} \quad r_2 = 0,46 \text{ m} \quad L = 12,57 \text{ m}$$

Konduksi

$$Q_B = (2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2) / \ln(r_2/r_1) = 229633,2122 \times (T_1 - T_2) \quad \dots\dots a$$

$$Q_C = (2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L) \cdot (T_2 - T_3) / \ln(r_3/r_2) = 15,1076 \times (T_2 - T_3) / \ln 0,4469$$

.....b

Konveksi

Bil Gr pada L=

$$Gr \cdot L \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr = 4,256E+12 \rightarrow Gr \cdot Pr > 10^9, \text{ turbulen}$$

sehingga hc menggunakan persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

$$h_c = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3} = 3,23 \text{ W/m.C}$$

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u) = 4658,78 \times 0,45 \quad \dots\dots\dots c$$

Radiasi

$$Q_R = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4))$$

$$Q_R = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) = 9416,21 \quad \times 0,45 \dots\dots\dots d$$

Kemudian ditrial dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga diperoleh;

$$T_2 = 376,77 \text{ K} = 103,62 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$x = 0,11 \text{ m}$$

sehingga:

$$Q_B = 1335546,76 \quad Q_D = 2594,08$$

$$Q_R = 5243,07 \quad Q_C = 4025,16$$

$$Q_D + Q_R = Q = 7837,15 \quad (Q_D + Q_R) - Q_C = 3811,99$$

$$Q_B - Q_C = 1331521,61 \quad Q_{\text{lost}} = 15,85\%$$

jadi tebal isolasi x = 11,00 cm dan T2 = 376,77 K

Q tanpa isolator

$$Q_D = 10216,76 \quad 22863,78$$

$$Q_C = 27364,32 \quad 61237,77$$

$$Q = 37581,08$$

Menentukan Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran

Dipilih jenis pipa *Carbon steel* karena harganya lebih murah dan komponen yang

meleati pipa tidak bersifat korosif, sehingga digunakan persamaan berikut :

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson, P.221. eq. 514})$$

Pipa Umpan

$$T = 340,86 \text{ K}$$

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

Tabel C10.31 Komposisi Umpan Masuk Pipa

komponen	F, kmol/jam	x	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	$\rho \cdot X_i$ (g/cm ³)	$\rho \cdot X_i$ (kg/m ³)
CH ₃ OH	69,46	0,90	0,27	0,27	0,23	512,58	0,66	0,78	0,75	0,67	671,41
H ₂ O	6,94	0,09	0,35	0,27	0,29	647,13	0,53	0,81	0,99	0,09	88,73
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	0,001	0,00	0,00	0,00	469,15	0,72	1,00	1,44	0,002	1,93
C ₈ H ₈ O ₃	0,001	0,00	0,37	0,26	0,26	701,00	0,48	0,84	1,14	0,00	0,02
H ₂ SO ₄	0,80	0,01	0,42	0,19	0,29	654,00	0,52	0,81	1,60	0,02	16,47
Total	77,31	1,00								0,78	778,57

sehingga diperoleh $G = 1,12 \text{ kg/s}$ dan $D_{i,opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,25} \times \mu^{0,25} = 26,48 \text{ mm} \sim 1,04 \text{ in.}$

Digunakan pipa standar (IPS), diperoleh NPS = 1 in, ID = 1,38 in, OD = 1,66 in dengan *schedule number* 40.

Pipa hasil atas menuju kondensor

$$T = 337,77 \text{ K}$$

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

$$R = 0,08 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{K}$$

Tabel C10. 32 Komposisi pipa hasil atas menuju kondensor

Komponen	kmol/jam	Yi	BM	Yi.BM	ρ (kg/m ³)
CH ₃ OH	69,46	0,999	32	31,97	1,15
H ₂ O	0,07	0,001	18	0,02	0,001
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	138	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	0,00	152	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	98	0,00	0,00
Total	69,53	1,00		32,00	1,15

sehingga diperoleh $G = 0,11$ kg/s dan $D_{i,opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{mix} = 87,96$ mm.

Digunakan pipa standar (IPS) , diperoleh NPS = 4 in, ID = 4,03 in, OD = 4,5 in dengan *schedule number* 40.

Pipa refluks distilat

Umpan baliknya dikali *reflux ratio* terhadap umpan yang menuju kondensor dan suhu menggunakan *bubble point* distilat.

$$L_o = 1387,04 \text{ kg/jam}$$

$$T = 337,71 \text{ K}$$

Tabel C10.33 Komposisi pipa refluks distilat

Komponen	F, kmol/jam	x	A	B	n	Tc	T/Tc	(1-T/Tc)^n	ρ	$\rho \cdot X_i$ (g/cm ³)	$\rho \cdot X_i$ (kg/cum)
CH ₃ OH	43,32	1,00	0,27	0,27	0,23	512,58	0,66	0,78	0,75	0,75	749,34
H ₂ O	0,00	0,00	0,35	0,27	0,29	647,13	0,52	0,81	0,99	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	469,15	0,72	1,00	1,44	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	0,00	0,37	0,26	0,26	701,00	0,48	0,84	1,14	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,42	0,19	0,29	647,13	0,52	0,81	1,59	0,00	0,00
Total	43,32	1,00								0,75	749,34

Sehingga diperoleh

$$G = L_o/3600$$

$$= 0,39 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{micx} = 15,27 \text{ mm} \sim 0,60 \text{ in.}$$

Digunakan pipa standar (IPS) , diperoleh NPS = 3/4 in, ID = 0,82 in, OD = 1,05 in dengan *schedule number* 40.

Pipa pengeluaran *bottom* (Plate Np)

$$Lm' = 216,29 \text{ kg/jam (sama dengan aliran bottom keluar)}$$

$$T = 376,66 \text{ K}$$

Tabel C10. 34 Komposisi pipa pengeluaran *bottom*

komponen	kmol/jam	BM	Yi	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	6,87	18	0,88	841,55
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	138	0,01	19,22
C ₈ H ₈ O ₃	0,001	152	0,0002	0,20
H ₂ SO ₄	0,80	98	0,10	155,56
Total	7,77		1,00	1016,52

dan jika digunakan cara pada persamaan Coulson, hal 221 maka ;

$$G = Lm'/3600 = 0,06 \text{ kg/s}$$

$$Di_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{micx} = 5,09 \text{ mm} \sim 0,20 \text{ in.}$$

Digunakan pipa standar (IPS) , diperoleh NPS = 1/8 in, ID = 0,27 in, OD = 0,41 in dengan *schedule number* 40.

Pipa refluks *bottom*

$$V = 3611,14 \text{ kg/jam}$$

$$P = 1 \text{ atm} \quad T = 376,66 \text{ K}$$

Tabel C10. 35 Komposisi pipa refluks *bottom*

komponen	kmol/jam	BM	Yi	Yi, BM	ρ (kg/m ³)
CH ₃ OH	0,00	0,00	32	0,00	0,00
H ₂ O	6,87	0,99	18	17,73	0,57
C ₇ H ₆ O ₃	0,10	0,01	138	2,05	0,07
C ₈ H ₈ O ₃	0,001	0,0002	152	0,03	0,001
H ₂ SO ₄	0,80	0,11	98	11,20	0,36
Total	6,97	1,00		31,01	1,00

dan jika digunakan cara pada persamaan Coulson, hal 221 maka ;

$$G = V / 3600 = 1,00 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{micx} = 293,10 \text{ mm} \sim 11,54 \text{ in.}$$

Digunakan pipa standar (IPS) , diperoleh NPS = 12 in, ID = 12,09 in, OD = 12,75 in dengan *schedule number* 40.

C11. Separator Drum (SP-01)



Fungsi : Memisahkan produk dan Metanol yang akan digunakan kembali dan senyawa-senyawa lainnya (H_2SO_4 , $C_7H_6O_3$, sedikit $C_8H_8O_3$ dan H_2O)

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis head : *torispherical dished head*

Kondisi operasi;

Temperatur (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Densitas campuran (ρ) = $868,0668 \text{ kg/m}^3 = 54,19 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas campuran (η) = $1,2447 \text{ cP} = 3,03 \text{ lb/ft jam}$

Laju alir massa (W) = $2794,29 \text{ kg/jam}$

Waktu tinggal (t) = 24 menit = 0,4 jam

$$\rho = A * B^{-(1-(T/T_c))^n}$$

Tabel C11.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc)^n	ρ (gr/ml)	ρ (Kg/m ³)
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,81	0,78	782,81
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,44	1443,00
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13	0,83	1,66	1661,27
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701,00	0,86	1,17	1170,49
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,83	1,02	1023,01

Tabel C11.2 Menghitung densitas *feed*

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
CH ₃ OH	2222,85	0,84	782,81	2,84	622,72
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,01	1443,00	0,01	7,38
H ₂ SO ₄	79,73	0,03	1661,27	0,05	47,40
C ₈ H ₈ O ₃	298,97	0,11	1170,49	0,26	125,24
H ₂ O	178,45	0,01	1023,01	0,17	65,33
Total	2817,41	1,00	6080,58	3,33	868,07

Tabel C11.3 Menghitung densitas fase ringan

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
CH ₃ OH	2222,85	0,91	782,81	2,84	713,03
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,01	1443,00	0,01	8,45
H ₂ SO ₄	78,13	0,03	1661,27	0,05	53,19
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	0,0001	1170,49	0,0002	0,10
H ₂ O	124,92	0,05	1023,01	0,12	52,36
Total	2440,39	1,00	6080,58	3,02	827,13

Tabel C11.4 Menghitung densitas fase berat

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
H ₂ SO ₄	1,59	0,01	1661,27	0,001	7,49
C ₈ H ₈ O ₃	298,77	0,84	1170,49	0,26	988,15
H ₂ O	53,54	0,15	1023,01	0,05	154,76
Total	353,90	1,00	6080,58	0,31	1150,39

$$\log(\mu)=A+(B/T)+(C*T)+(D*(T^2))$$

Tabel C11.5 Viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D	μ (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,51
H ₂ SO ₄	-18,70	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	19,72
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	2,12
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82

Tabel C11.6 Menghitung viskositas *feed*

Komponen	kg	wi	μ (cp)	μ .wi
CH ₃ OH	2222,85	0,80	0,51	0,40
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,01	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	79,73	0,03	19,72	0,56
C ₈ H ₈ O ₃	298,97	0,11	2,12	0,23
H ₂ O	178,45	0,06	0,82	0,05
Total	2794,289	1,00	23,17	1,24

Tabel C11.7 Menghitung viskositas fase berat

Komponen	kg	wi	μ (cp)	μ .wi
H ₂ SO ₄	1,59	0,01	19,72	0,09
C ₈ H ₈ O ₃	298,76	0,84	2,12	1,79
H ₂ O	53,54	0,15	0,82	0,12
Total	353,90	1,00	23,17	1,88

Tabel C11.8 Menghitung viskositas fase ringan

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot w_i$
CH ₃ OH	2222,85	0,91	0,51	0,46
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,01	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	78,13	0,03	19,72	0,63
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	0,0001	2,12	0,0002
H ₂ O	124,92	0,05	0,82	0,04
Total	2440,39	1,00	23,17	1,13

Kecepatan volume, Fv

$$F_v = 3,33 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Rapat massa campuran, ρ_{campuran}

$$\rho_{\text{campuran}} = 868,11 \text{ kg/m}^3$$

Maka volume tangki, V

$$V = S F_v \times q = 1,33 \text{ m}^3$$

Volume cairan yang menempati tangki = 1,3309 m³ ~ 1330,94 liter

Menghitung dimensi separator

Dimensi dan tangki separator

$$\text{Volume cairan} = 1,3309 \text{ m}^3 = 81218,76 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume separator (overdesign 20\%)} = 1,2 \times \text{volume cairan} = 1,60 \text{ m}^3$$

Volume Separator Drum 01

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad V = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{3}{2} D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{\text{reaktor}}}{3\pi}} = 43,58 \text{ in} = 1,11 \text{ m}$$

$$H/D = 3/2$$

$$H \text{ tangki} = (3/2 \times 43,5805 \text{ in}) = 65,37 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2 = 1490,92 \text{ in}^2$$

Tinggi cairan jika dianggap mixer memiliki *conical* (h_c)

$$H_c = D / 2 \tan \frac{1}{2} \alpha = 68,09 \text{ in} \sim 1,73 \text{ m}$$

Mencari tekanan separator

$$\rho \text{ campuran} = 868,07 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \text{ campuran} \times g \times h_c$$

$$= 14726,97 \text{ pa} = 0,15 \text{ atm}$$

$$P_{\text{mixer}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} = 1,15 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} (\text{over } 20\%) = 1,2 \times P_{\text{separator}} = 1,37 \text{ atm} = 20,20 \text{ psia}$$

$$\text{Tebal Shell } t_{\text{shell}} = \frac{P_{\text{desain}} \times r_i}{fE - 0,6P_{\text{desain}}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. hal. 254})$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell} = D/2 = 21,79 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1. Brownell, 1959. p.252})$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2. Brownell, 1959. p.254})$$

$$C = \text{Corrosion allowance} = 4 \text{ mm} \sim 0,1575 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{P_{\text{desain}} \times r_i}{f \times E} - (0,6 \times P_{\text{desain}}) + C = 0,19 \text{ in} \sim 0,01 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{\text{shell}} = 43,95 \text{ in} \sim 1,12 \text{ m}$$

Diambil OD standar = 48 (diambil OD terdekat)

$$OD = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 3 \text{ in} \quad r = 48 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell}} = 0,1875 \text{ in}$$

$$ID_{\text{shell}} = OD - 2 \cdot t_{\text{shell}} = 47,63 \text{ in} \sim 1,21 \text{ m}$$

Tinggi shell (H)

$$H_{\text{shell}} = 2 \times ID_{\text{shell}} = 95,25 \text{ in} \sim 2,42 \text{ m}$$

Volume shell (V shell)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell} = 2,78 \text{ m}^3 = 2779,61 \text{ L}$$

Volume Head

$$V_{tanpa\ sf} = 0,000049 \times ID^3 = 5,29 \text{ in}^3 = 0,000087 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal Head} = \frac{P_{desain} \times r \times w}{f \times E - 0,2 P_{desain}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$
$$= \frac{1}{4} (3 + 4) = 0,75$$

$$\text{Jadi, tinggi head} = 0,18 \text{ in} \sim 0,0046 \text{ m}$$

$$\text{digunakan tebal head standar} = 3/16 = 0,19 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head} = 0,19$$

$$\text{Untuk th} = 3/16 \text{ in, maka sf} = 1,5 - 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6 Brownell 1959:88})$$

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in}$$

Menghitung tinggi head

$$\text{Tinggi head} = \text{I.D.D} + \text{straight flange (SF)} + \text{Material Thickness}$$

$$\text{I.D.D} = 0,25 \times \text{ID} \quad \text{inside depth of this}$$

$$\text{SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 14,09 \text{ in} \sim 0,36 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Sf$$

$$V_{sf} = 3560,9808 \text{ in}^3 = 0,0584 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume head} = V_{tanpa\ sf} + V_{sf}$$

$$= 3566,27 \text{ in}^3 = 0,06 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume separator total} &= V_{shell} + 2 \times V_{head} \\ &= 176724,26 \text{ in}^3 = 2,90 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume ruang kosong dalam separator
tinggi ruang kosong cairan (tanpa *head*)

$$h = H_{shell} - H_c = 0,69 \text{ m}$$

Menggunakan rumus silinder *shell* ;

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 0,79 \text{ m}^3$$

maka volume ruang kosong dalam separator

$$V_k = V + (2 \times V_{head}) = 0,91 \text{ m}^3$$

Untuk tebal *head* < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka *head* dapat digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr = 51,14 \text{ in} \sim 1,30 \text{ m}$$

Luas permukaan total

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$A_{total} = \pi \times OD \times H + 2 \frac{\pi}{4} De^2 = 18462,56 \text{ in}^2 \sim 11,91 \text{ m}^2$$

Menghitung Pipa

1. Perancangan Pipa Umpan dari Reaktor

$$\rho_{\text{umpan}} = 868,07 \text{ kg/m}^3 = 54,18 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 1,24 \text{ cp}$$

$$= 3,01 \text{ lb/ft.jam} = 0,0012 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2794,29 \text{ kg/jam} = 0,78 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 3,22 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 1,3838 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in} \quad A = 2,04 \text{ in}^2 \sim 0,0013 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in} = 4,83 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 4,09 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 2437,10 \text{ m}/\text{jam} = 0,68 \text{ m}/\text{s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 19307,50$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

2. Perancangan Pipa untuk Fase Ringan

$$\rho \text{ umpan} = 827,13 \text{ kg}/\text{m}^3 = 51,63 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 1,13 \text{ cp} = 2,75 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{jam} = 0,001 \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2440,39 \text{ kg}/\text{jam} = 0,68 \text{ kg}/\text{s}$$

$$Q = M / \rho = 2,95 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 1,32 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in} \quad A = 2,04 \text{ in}^2 \sim 0,0013 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in} = 4,83 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 4,09 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 2233,80 \text{ m/jam} = 0,62 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 18502,698070$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

3. Perancangan Pipa untuk Fase Berat

$$\rho \text{ umpan} = 1150,39 \text{ kg/m}^3 = 71,80 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 1,88 \text{ cp} = 4,55 \text{ lb/ft.jam} = 0,002 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 1546,77 \text{ kg/jam} = 0,43 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 1,88 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,01 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 0,97 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1 \text{ in} \quad A = 0,86 \text{ in}^2 \sim 0,0006 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 3,35 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 2,66 \text{ cm} \sim 0,03 \text{ m}$$

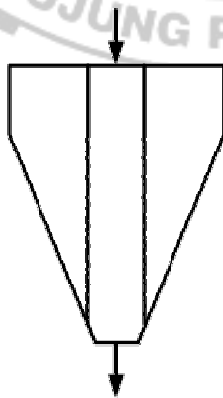
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 2403,54 \text{ m/jam} = 0,67 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 1087401,08$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

C12. Separator Drum (SP-02)



Fungsi : Tempat terjadinya proses netralisasi dan pemisahan produk dan Na_2SO_4 .

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis head : *torispherical dished head*

Kondisi operasi;

Temperatur (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Densitas campuran (ρ) = 1152,64 kg/m³ = 71,96 lb/ft³

Viskositas campuran (η) = 1,99 cP = 4,85 lb/ft jam

Laju alir massa (W) = 356,66 kg/jam

Waktu tinggal (t) = 10 menit = 0,17 jam

$$\rho = A * B^{-(1-(T/T_c))^n}$$

Tabel C12.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (gr/ml)	ρ (Kg/m ³)
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,66	2664,00
NaHCO ₃	0,20	0,10	0,25	646,15	0,85	1,44	1444,86
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13	0,83	1,66	1661,27
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701,00	0,86	1,17	1170,49
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,83	1,02	1023,01

Tabel C12.2 Menghitung densitas *feed*

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
NaHCO ₃	2,73	0,01	1444,86	0,002	11,07
H ₂ SO ₄	1,59	0,005	1661,27	0,001	7,43
C ₈ H ₈ O ₃	298,77	0,84	1170,49	0,26	980,50
H ₂ O	53,56	0,15	1023,01	0,05	153,64
Total	356,66	1,00	7963,64	0,31	1152,64

Tabel C12.3 Menghitung densitas fase ringan

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
Na ₂ SO ₄	2,31	0,82	2664,00	0,001	2188,49
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	0,07	1170,49	0,0002	87,04
H ₂ O	0,29	0,10	1023,01	0,0003	106,53
Total	2,81	1,00	4857,50	0,0013	2382,06

Tabel C12.4 Menghitung densitas fase berat

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
C ₈ H ₈ O ₃	298,56	0,85	1170,49	0,26	993,27
H ₂ O	53,27	0,15	1023,01	0,05	154,89
Total	351,823	1,00	2193,50	0,31	1148,16

$$\log(\mu) = A + (B/T) + (C * T) + (D * (T^2))$$

Tabel C12.5 Viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D	μ (cp)
Na ₂ SO ₄	0	0	0	0	0,00
NaHCO ₃	-0,002	-2050,2	-0,00678	-6,16E-07	0,00
H ₂ SO ₄	-18,70	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	19,72
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	2,12
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82

Tabel C12.6 Menghitung viskositas *feed*

Komponen	kg	wi	μ (cp)	$\mu \cdot wi$
NaHCO ₃	2,73	0,08	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	1,59	0,005	19,72	0,09
C ₈ H ₈ O ₃	298,77	0,84	2,12	1,78
H ₂ O	53,56	0,15	0,82	0,12
Total	356,66	1,00	22,66	1,99

Tabel C12.7 Menghitung viskositas fase berat

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot w_i$
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	298,56	0,85	2,12	1,80
H_2O	53,27	0,15	0,82	0,12
Total	351,83	1,00	2,94	1,80

Tabel C12.8 Menghitung viskositas fase ringan

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot w_i$
Na_2SO_4	2,31	0,82	0,00	0,00
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	0,21	0,07	2,12	0,16
H_2O	0,29	0,10	0,82	0,09
Total	2,81	1,00	2,94	0,24

Kecepatan volume, F_v

$$F_v = 0,27 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Rapat massa campuran, ρ_{campuran}

$$\rho_{\text{campuran}} = 1152,65 \text{ kg/m}^3$$

Maka volume tangki, V

$$V = SF_v \times q = 0,05 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan yang menempati tangki} = 0,05 \text{ m}^3 \sim 51,74 \text{ liter}$$

Menghitung dimensi separator

Dimensi dan tangki separator

$$\text{Volume cairan} = 0,05 \text{ m}^3 = 3157,55 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume separator (overdesign 20\%)} = 1,2 \times \text{volume cairan}$$

$$= 0,06 \text{ m}^3 = 3789,06 \text{ in}^3$$

Volume separator

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad V = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{3}{2} D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{\text{reaktor}}}{3\pi}}$$

$$= 14,76 \text{ in} \quad = 0,59 \text{ m}$$

$$H/D = 3/2 \quad = 22,15 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2 \quad = 171,1 \text{ in}^2$$

Tinggi cairan jika dianggap mixer memiliki *conical* (hc)

$$H_c = D / 2 \tan \frac{1}{2} \alpha \quad = 23,07 \text{ in} \sim 0,60 \text{ m}$$

Mencari tekanan separator

$$\rho \text{ campuran} = 1152,64 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \text{ campuran} \times g \times h_c \\ &= 6624,47 \text{ pa} = 0,07 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$P \text{ mixer} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} = 1,07 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain (over 20\%)} = 1,2 \times P \text{ separator} = 1,07 \text{ atm} = 18,79 \text{ psia}$$

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{fE - 0,6P_{desain}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. hal. 254})$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell} = D/2 = 7,38 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1. Brownell, 1959. p.252})$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2. Brownell, 1959. p.254})$$

$$C = \text{Corrosion allowance} = 4 \text{ mm} \sim 0,16 \text{ in}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{f \times E} - (0,6 \times P_{desain}) + C = 0,17 \text{ in} \sim 0,0042 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{shell} = 15,10 \text{ in} \sim 0,38 \text{ m}$$

Diambil OD standar = 16 (diambil OD terdekat)

$$OD = 16 \text{ in} = 0,41 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 1 \text{ in} \quad r = 16 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,19 \text{ in}$$

$$ID_{shell} = OD - 2 \cdot t_{shell} = 15,63 \text{ in} \sim 0,40 \text{ m}$$

Tinggi shell (H)

$$H_{shell} = 2 \times ID_{shell} = 31,25 \text{ in} \sim 0,79 \text{ m}$$

Volume shell (V shell)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell} = 0,10 \text{ m}^3 = 98,16 \text{ L}$$

Volume Head

$$V \text{ tanpa sf} = 0,000049 \times ID^3 = 0,19 \text{ in}^3 = 0,0000031 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal Head} = \frac{P_{desain} \times r \times w}{f \times E - 0,2 P_{desain}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = \frac{1}{4} (3 + 4) = 1,75$$

Jadi, tinggi head = 0,17 in ~ 0,0044 m

digunakan tebal head standar = 3/16 = 0,19 in

$$\text{Tebal bottom} = \text{Tebal head} = 0,19$$

Untuk th = 3/16 in, maka sf = 1,5 – 2 in (Tabel 5.6 Brownell 1959:88)

Dipilih Sf = 2 in

Menghitung tinggi head

$$\text{Tinggi head} = \text{I.D.D} + \text{straight flange (SF)} + \text{Material Thickness}$$

$$\text{I.D.D} = 0,25 \times ID \text{ inside depth of this}$$

$$\text{SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 6,08 \text{ in} \sim 0,1544 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Sf$$

$$V_{sf} = 383,30 \text{ in}^3 = 0,01 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume head} = V \text{ tanpa sf} + V_{sf} = 383,49 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume separaor total} = V_{shell} + 2 \times V_{head} = 6756,05 \text{ in}^3$$

Volume ruang kosong dalam separator

tinggi ruang kosong cairan (tanpa head)

$$h = H_{shell} - H_c = 0,21 \text{ m}$$

Menggunakan rumus silinder shell ;

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume ruang kosong dalam mixer} = V + (2 \times V_{head}) = 0,04 \text{ m}^3$$

Untuk tebal head < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka head dapat

digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr = 17,05 \text{ in} \sim 0,43 \text{ m}$$

Luas permukaan total

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$A_{total} = \pi \times OD \times H + 2 \frac{\pi}{4} De^2$$

$$= 2026,28 \text{ in}^2 \sim 1,31 \text{ m}^2$$

Menghitung Pipa

1. Perancangan Pipa Umpan dari Separator -01

$$\rho_{\text{umpan}} = 1152,64 \text{ kg/m}^3 = 71,95 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 1,99 \text{ cp} = 4,82 \text{ lb/ft.jam} = 0,002 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 356,66 \text{ kg/jam} = 0,10 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,31 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0030 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 0,50 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,5 \text{ in} \quad A = 0,34 \text{ in}^2 \sim 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in} = 2,13 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 1,58 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 1572,06 \text{ m/jam} = 0,44 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 3995,63$$

$\text{Re} < 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen SALAH.

2. Perancangan Pipa untuk Fase Ringan

$$\rho \text{ umpan} = 2382,06 \text{ kg/m}^3 = 148,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 0,24 \text{ cp} = 0,59 \text{ lb/ft.jam} = 0,0002 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 2,81 \text{ kg/jam} = 0,001 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,0012 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000028 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 0,05 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,125 \text{ in} \quad A = 0,06 \text{ in}^2 \sim 0,000038 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 0,41 \text{ in} = 1,03 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,27 \text{ in} = 0,68 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 31,44 \text{ m/jam} = 0,01 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 584,73$$

$\text{Re} < 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen SALAH.

3. Perancangan Pipa untuk Fase Berat

$$\rho \text{ umpan} = 1148,16 \text{ kg/m}^3 = 71,66 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 1,80 \text{ cp} = 4,36 \text{ lb/ft.jam} = 0,002 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 1546,7670 \text{ kg/jam} = 0,43 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 1,35 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0132 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, D_i opt = 0,97 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1 \text{ in} \quad A = 0,86 \text{ in}^2 \sim 0,0006 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 3,35 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 2,66 \text{ cm} \sim 0,03 \text{ m}$$

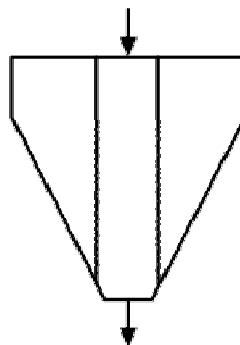
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 2408,21 \text{ m/jam} = 0,67 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 1135411,47$$

$\text{Re} > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

C13. Separator Drum (SP-03)



Fungsi : Memisahkan metil salisilat dan air yang digunakan sebagai bahan pencuci.

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis head : *torispherical dished head*

Kondisi operasi;

Temperatur (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Densitas campuran (ρ) = 1094,24 kg/m³ = 68,31 lb/ft³

Viskositas campuran (η) = 1,45 cP = 3,53 lb/ft jam

Laju alir massa (W) = 618,18 kg/jam

Waktu tinggal (t) = 75 menit = 1,25 jam

$$\rho = A \cdot B^{-(1-(T/T_c))^n}$$

Tabel C13.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (gr/ml)	ρ (Kg/m ³)
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,81	0,78	782,81
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,44	1443,00
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13	0,83	1,66	1661,27
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701,00	0,86	1,17	1170,49
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,83	1,02	1023,01

Tabel C13.2 Menghitung densitas *feed*

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
C ₈ H ₈ O ₃	298,56	0,48	1170,49	0,26	565,30
H ₂ O	319,62	0,52	1023,01	0,31	528,94
Total	618,18	1,00	6080,58	0,57	1094,24

Tabel C13.3 Menghitung densitas fase ringan

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
C ₈ H ₈ O ₃	0,1	0,0009	1170,49	0,0002	1,02
H ₂ O	239,72	0,9991	1023,01	0,23	1022,12
Total	239,92	1,00	6080,58	0,23	1023,14

Tabel C13.4 Menghitung densitas fase berat

Komponen	kg	x (% massa)	ρ (Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
C ₈ H ₈ O ₃	298,35	0,79	1170,49	0,25	923,23
H ₂ O	79,91	0,21	1023,01	0,08	216,11
Total	378,25	1,00	6080,58	0,33	1139,34

$$\log(\mu) = A + (B/T) + (C * T) + (D * (T^2))$$

Tabel C13.5 Viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D	μ (cp)
CH ₃ OH	-9,06	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,51
H ₂ SO ₄	-18,70	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	19,72
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	2,12
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82

Tabel C13.6 Menghitung viskositas *feed*

Komponen	kg	wi	μ (cp)	$\mu \cdot wi$
C ₈ H ₈ O ₃	298,56	0,48	2,12	1,03
H ₂ O	319,62	0,52	0,82	0,42
Total	618,18	1,00	23,17	1,45

Tabel C13.7 Menghitung viskositas fase berat

Komponen	kg	wi	μ (cp)	$\mu \cdot wi$
C ₈ H ₈ O ₃	298,35	0,79	2,12	1,68
H ₂ O	79,91	0,21	0,82	0,17
Total	378,25	1,00	23,17	1,68

Tabel C13.8 Menghitung viskositas fase ringan

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot w_i$
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	0,201	0,0001	2,12	0,002
H_2O	239,72	0,999	0,82	0,82
Total	239,92	1,00	23,17	0,82

Kecepatan volume, F_v

$$F_v = 0,57 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Rapat massa campuran, ρ_{campuran}

$$\rho_{\text{campuran}} = 1094,24 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Maka volume tangki, } V = SF_v \times q = 0,71 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan yang menempati tangki} = 0,71 \text{ m}^3 \sim 709,38 \text{ liter}$$

Menghitung dimensi separator

Dimensi dan tangki separator

$$\text{Volume cairan} = 0,71 \text{ m}^3 = 43288,72 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume separator (overdesign 20\%)} = 1,2 \times \text{volume cairan}$$

$$= 0,85 \text{ m}^3 = 41946,46 \text{ in}^3$$

Volume separator

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad V = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{3}{2} D \quad V = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8V_{\text{reaktor}}}{3\pi}} = 35,33 \text{ in} = 0,90 \text{ m}$$

$$H/D = 3/2 = 53,00 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} ID^2 = 980,10 \text{ in}^2$$

Tinggi cairan jika dianggap mixer memiliki *conical* (hc)

$$H_c = D / 2 \text{tg } \frac{1}{2} \alpha = 55,20 \text{ in} \sim 1,40 \text{ m}$$

Mencari tekanan separator

$$\rho \text{ campuran} = 1094,24 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Phidrostatik} = \rho \text{ campuran} \times g \times h_c$$

$$= 15051,45 \text{ pa} = 0,15 \text{ atm}$$

$$P \text{ mixer} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} = 1,15 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain (over 20\%)} = 1,2 \times P \text{ separator} = 1,15 \text{ atm} = 20,25 \text{ psia}$$

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{fE - 0,6P_{desain}} + C \quad (\text{Brownell, 1959. hal. 254})$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell} = D/2 = 17,67 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1. Brownell, 1959. p.252})$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2. Brownell, 1959. p.254})$$

$$C = \text{Corrosion allowance} = 4 \text{ mm} \sim 0,1575 \text{ in}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times r_i}{f \times E} - (0,6 \times P_{desain}) + C = 0,18 \text{ in} \sim 0,005 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{shell} = 35,70 \text{ in} \sim 0,91 \text{ m}$$

$$\text{Diambil OD standar} = 36 \text{ (diambil OD terdekat)}$$

$$OD = 36 \text{ in} = 0,91 \text{ m}$$

$$i_{cr} = 2,25 \text{ in} \quad r = 36 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,19 \text{ in}$$

$$ID_{shell} = OD - 2 \cdot t_{shell} = 35,63 \text{ in} \sim 0,90 \text{ m}$$

Tinggi shell (H)

$$H_{shell} = 2 \times ID_{shell} = 71,25 \text{ in} \sim 1,81 \text{ m}$$

Volume shell (V shell)

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} \times ID_{shell}^2 \times H_{shell}$$

$$V_{shell} = 709844,6216 \text{ in}^3 = 1,16 \text{ m}^3 = 1163,44 \text{ L}$$

Volume Head

$$V_{\text{tanpa sf}} = 0,000049 \times ID^3 = 2,22 \text{ in}^3 = 0,000036 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal Head} = \frac{P_{\text{desain}} \times r \times w}{f \times E - 0,2 P_{\text{desain}}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = \frac{1}{4} (3 + 4) = 1,75$$

$$\text{Jadi, tinggi head} = 0,20 \text{ in} \sim 0,001 \text{ m}$$

$$\text{digunakan tebal head standar} = 3/16 = 0,19 \text{ in}$$

$$\text{Tebal bottom} = \text{Tebal head} = 0,19$$

$$\text{Untuk th} = 3/16 \text{ in, maka sf} = 1,5 - 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.6 Brownell 1959:88})$$

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in}$$

Menghitung tinggi head

$$\text{Tinggi head} = \text{I.D.D} + \text{straight flange (SF)} + \text{Material Thickness}$$

$$\text{I.D.D} = 0,25 \times ID \quad \text{inside depth of this}$$

$$\text{SF} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = 11,11 \text{ in} \sim 0,28 \text{ m}$$

Menghitung volume head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Sf$$

$$V_{sf} = \frac{3,14}{4} \times (31,63 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in}$$

$$V_{sf} = 1992,5508 \text{ in}^3 = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume head} = V_{\text{tanpa sf}} + V_{sf} = 1994,77 \text{ in}^3 = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume separator total} = V_{shell} + 2 \times V_{head} = 74974,15 \text{ in}^3 = 1,23 \text{ m}^3$$

Volume ruang kosong dalam separator

tinggi ruang kosong cairan (tanpa *head*)

$$h = H_{shell} - H_c = 0,41 \text{ m}$$

Menggunakan rumus silinder *shell* ;

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H = 0,26 \text{ m}^3$$

$$\text{maka volume ruang kosong dalam separator} = V + (2 \times V_{head}) = 0,33 \text{ m}^3$$

Untuk tebal *head* < 1 inch, maka untuk menentukan luas muka *head* dapat digunakan diameter ekuivalen dengan rumus :

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3} icr = 38,36 \text{ in} \sim 0,97 \text{ m}$$

Luas permukaan total

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head} = 10363,99 \text{ in}^2 \sim 6,69 \text{ m}^2$$

Menghitung Pipa

1. Perancangan Pipa Umpan dari Separator 03

$$\rho_{\text{umpan}} = 1094,24 \text{ kg/m}^3 = 68,30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 1,45 \text{ cp} = 3,51 \text{ lb/ft.jam} = 0,0014 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 618,18 \text{ kg/jam} = 0,17 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,56 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,01 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga Di_{opt} adalah :

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : Di_{opt} = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga, D_i opt = 0,65 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 0,75 in $A = 0,53 \text{ in}^2 \sim 0,0004 \text{ m}^2$

sch = 40

OD = 1,05 in = 2,67 cm

ID = 0,82 in = 2,09 cm $\sim 0,02 \text{ m}$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$v = Q / A = 1633,97 \text{ m/jam} = 0,45 \text{ m/s}$

$Re = (\rho \cdot v \cdot ID \text{ pipa}) / \mu = 7175,81$

$Re < 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

2. Perancangan Pipa untuk Fase Ringan

ρ umpan = 1023,14 kg/m³ = 63,86 lb/ft³

μ umpan = 0,82 cp = 1,98 lb/ft.jam = 0,01 kg/m.s

Kecepatan alir massa,

$M = 239,9244 \text{ kg/jam} = 0,07 \text{ kg/s}$

$Q = M / \rho = 0,23 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0023 \text{ ft}^3/\text{s}$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13}$ (Peters & Timmerhous 1980, p.366)

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga, $D_i \text{ opt} = 0,43 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 0,5 in $A = 0,30 \text{ in}^2 \sim 0,0002 \text{ m}^2$

sch = 40

OD = 0,84 in = 2,13 cm

ID = 0,62 in = 1,58 cm $\sim 0,02 \text{ m}$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$v = Q / A = 1191,28 \text{ m/jam} = 0,33 \text{ m/s}$

$Re = (\rho \cdot v \cdot ID \text{ pipa}) / \mu = 6532,98$

$Re < 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

3. Perancangan Pipa untuk Fase Berat

$\rho \text{ umpan} = 1139,34 \text{ kg/m}^3 = 71,11 \text{ lb/ft}^3$

$\mu \text{ umpan} = 1,68 \text{ cp} = 4,05 \text{ lb/ft.jam} = 0,002 \text{ kg/m.s}$

Kecepatan alir massa,

$M = 1546,77 \text{ kg/jam} = 0,43 \text{ kg/s}$

$Q = M / \rho = 378,25 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,11 \text{ ft}^3/\text{s}$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga $D_i \text{ opt}$ adalah :

$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13}$ (Peters & Timmerhous 1980, p.366)

Dengan : $D_i \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, $D_i \text{ opt} = 0,52 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,75 \text{ in} \quad A = 0,53 \text{ in}^2 \sim 0,0003 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 2,67 \text{ cm}$$

$$\text{ID} = 0,82 \text{ in} = 2,09 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

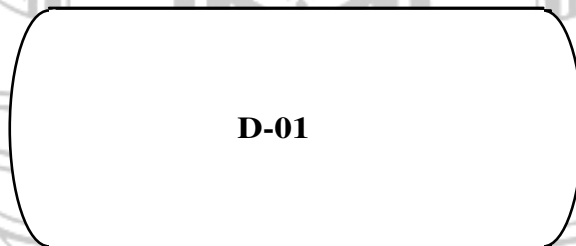
kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 960,23 \text{ m/jam} = 0,27 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = (\rho \cdot v \cdot \text{ID pipa}) / \mu = 379657,49$$

Re > 4000, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

C14. Dekanter (D-01)



Fungsi : Memisahkan Produk dan Air yang diikat dengan bantuan Kalsium Klorida

Bahan : *stainless steel* AISI 316

Jenis : Dekanter horizontal, *torispherical head*

Kondisi operasi;

$$\text{Temperatur (T)} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\rho = A * B^{-(1-(T/Tc))^n}$$

Tabel C14.1 Densitas komponen

Komponen	A	B	Tc	n	(1-T/Tc) ⁿ	ρ(gr/ml)	ρ(Kg/m ³)
CaCl ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,15	2150,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701,00	0,86	1,17	1170,49
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	0,83	1,02	1023,01

Tabel C14.2 Menghitung densitas *feed*

Komponen	kg	x (% massa)	ρ(Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
CaCl ₂	98,55	0,21	2150,00	0,05	444,38
C ₈ H ₈ O ₃	298,35	0,65	1170,49	0,25	732,41
H ₂ O	79,91	0,17	1023,01	0,08	171,44
Total	476,80	1,00	5645,91	0,38	1348,23

Tabel C14.3 Menghitung densitas fase ringan

Komponen	kg	x (% massa)	ρ(Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
CaCl ₂	98,5497	0,6058	2150,0000	0,0458	1302,4242
C ₈ H ₈ O ₃	0,2088	0,0013	1170,4896	0,0001	3,1746
H ₂ O	63,9241	0,3929	1023,0130	0,0625	401,9802
Total	162,6827	1,0000	5645,9135	0,1084	1707,5790

Tabel C14.4 Menghitung densitas fase berat

Komponen	kg	x (% massa)	ρ(Kg/m ³)	Fv m ³ /jam	ρ camp
CaCl ₂	0,00	0,00	2150,00	0,00	0
C ₈ H ₈ O ₃	298,14	0,95	1170,49	0,12	2347,09
H ₂ O	15,98	0,05	1023,01	0,02	52,05
Total	314,12	1,00	5645,91	0,14	2399,14

$$\log(\mu) = A + (B/T) + (C \cdot T) + (D \cdot (T^2))$$

Tabel C14.5 Viskositas komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{cp})$
CaCl ₂	0	0	0	0	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	-9,58	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	2,12
H ₂ O	-10,22	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,82

Tabel C14.6 Menghitung viskositas *feed*

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot wi$
CaCl ₂	98,55	0,21	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	298,35	0,65	2,12	1,33
H ₂ O	79,91	0,17	0,82	0,14
Total	476,80	1,00	2,94	1,47

Tabel C14.7 Menghitung viskositas fase berat

Komponen	Kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot wi$
CaCl ₂	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	298,14	0,95	2,12	2,02
H ₂ O	15,98	0,05	0,82	0,04
Total	314,12	1,00	2,94	2,02

Tabel C14.8 Menghitung viskositas fase ringan

Komponen	kg	wi	$\mu(\text{cp})$	$\mu \cdot wi$
CaCl ₂	98,55	0,61	0,00	0,00
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	0,001	2,12	0,003
H ₂ O	63,92	0,33	0,82	0,32
Total	162,68	1,00	2,94	0,32

Cek Fase Terdispersi

$$\varphi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)$$

(Pers. 18.5, Wallas 1990:613)

Q total = 476,80 kg/jam

Q ringan = 162,68 kg/jam

Q berat = 314, 12 kg/jam

sehingga, $\phi = 1,14$ (Fase berat terdispersi dan fase ringan sebagai fase kontinyu)

$< 0,3$ *light phase always dispersed*

$0,3 - 0,5$ *light phase probably dispersed*

$0,5 - 2,0$ *phase inversion probable, design for worst case*

$2,0 - 3,3$ *heavy phase probably dispersed*

$> 3,3$ *heavy phase always dispersed*

Mencari waktu tinggal dalam dekanter

$$t = \frac{100\mu}{\rho_b - \rho_t} = 0,05 \text{ jam atau 3 menit (waktu tinggal memenuhi antara 2-5 menit)}$$

Menentukan kecepatan *settling* fase terdispersi

d droplet = *Mixing size of 150 rpm* (basis standar API design, Walas :477)

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$U_d = \frac{g * d_d^2 * (\rho_d - \rho_c)}{18 * \mu} = 0,0004 \text{ m/s (tanda positif artinya droplet bergerak ke bawah, sehingga ;)}$$

ke bawah, sehingga ;

$$d_d = \sqrt{\frac{u_d * 18 * \mu_c}{g * (\rho_d - \rho_c)}} = 0,0002 \text{ m}$$

$$Ai = \frac{Lc}{Uc} = 0,13 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Perry 8th hal. 18-1212, dari *rate volumetric* (gpm), dipilih spesifikasi

centrifuge dengan jenis :

$$Fv = 1,67 \text{ gpm}$$

Jenis = *Disk centrifuge* (0,1 – 10 gal/min)

Penggunaan *nozzle* karena *centrifugal decanter similar with nozzle disc centrifuge*

Kapasitas maksimum = 10 gpm

$$\text{Diameter bowl} = 7 \text{ in} = 0,18 \text{ m}$$

Speed = 12 rpm

Centrifugal force = 14300 lbf/ft²

Power motor = 0,33 hp

Jumlah = 1 buah

Cek bilangan reynold (Turbulance Level)

<5000 *little problem*

5000-20000 *some hindrance*

20000-50000 *major problem exist*

>50000 *expect poor separation*

Proses dapat berjalan dengan baik jika nilai Re < 5000

➤ Fase ringan

Q = 314,12 kg/jam

VL = Q / Ai = 0,0002 m/s

Re = VL x D x ρL / μL = 0,21 (*little problem*)

➤ Fase berat

Q = 162,68 kg/jam

VL = Q / Ai = 0,0003 m/s

Re = VL x D x ρL / μL = 0,07 (*little problem*)

Dari perhitungan diatas, dapat disimpulkan bahwa operasi decanter dapat berjalan dengan baik.

Menghitung dimensi decanter

Volume decanter = F x t / densitas umpan = 0,02 m³ = 0,59 ft³

Over design = 20 %

Volume total = 1,2 x 0,59 ft³ = 0,70 ft³

Dirancang decanter silinder horizontal dengan L/D = 3 dan tutup berbentuk

torispherical dished head dengan $V_T = 0,000049 \times D_i^3$. Sehingga ;

Volume decanter = Volume silinder + Volume tutup

$$0,7022 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D_i^2 L + [2\{0,000049 \cdot (D_i^3)\}]$$

$$D = 0,67 \text{ ft} = 0,20 \text{ m}$$

$$L = 3 \times D = 0,61 \text{ m}$$

Menentukan letak pipa

Tinggi pipa pengeluaran hasil atas diambil 90% dari tinggi (karena fraksi volume tank 90% untuk silinder horizontal), $Z_1 = 0,9 \times D = 0,60 \text{ ft}$ atau $0,18 \text{ m}$

Tinggi pipa pemasukan diambil tengah-tengah Z_1 , $Z_2 = \frac{1}{2} \times Z_1 = 0,30 \text{ ft}$.

$$Z_3 \rho_t + Z_2 \rho_b = Z_4 \rho_b$$

$$Z_4 = Z_2 + (Z_1 - Z_2) \cdot (\rho_t / \rho_b) = 0,72 \text{ ft} = 0,22 \text{ m}$$

$$Z_3 = (Z_4 \rho_b - Z_2 \rho_b) / \rho_t = 0,59 \text{ ft} = 0,18 \text{ m}$$

Pemilihan bahan konstruksi

Dipilih : *Low alloy SA-204 grade C*

$$\text{Tensile strength} = 75000 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance (c)} = 0,13 \text{ in}$$

$$\text{Effisiensi sambungan (E)} = 0,8 \text{ single weld}$$

Menghitung tebal shell (ts)

$$ts = (P \times r_i / f \times E - 0,6 \times P) + C$$

dengan:

$$ts = \text{tebal shell, in}$$

$$P = \text{Takanan dalam, psia} = 17,64$$

r_i	= <i>inside radius</i> , in	= 0,10 m
f	= <i>allowable stress</i> , psi	= 18750
E	= <i>joint efficiency</i>	= 80%
t_s	= 0,0047 + 0,125	= 0,13 in
Digunakan tebal <i>shell</i> standar		= 0,19 in atau 4,76 mm.

Menghitung Pipa

1. Perancangan Pipa Umpan dari Reaktor

ρ umpan	= 1348,23 kg/m ³	= 84,15 lb/ft ³
μ umpan	= 1,47 cp	= 3,55 lb/ft.jam = 0,002 kg/m.s

Kecepatan alir massa,

$$M = 476,8023 \text{ kg/jam} = 0,004 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,35 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,004 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga D_i opt adalah :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : D_i opt = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga, D_i opt = 0,54 in

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 0,75 \text{ in} \quad A = 0,53 \text{ in}^2 \sim 0,0004 \text{ m}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in} = 2,67 \text{ cm}$$

$$ID = 0,82 \text{ in} = 2,09 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 1022,87 \text{ m/jam} = 0,28 \text{ m/s}$$

$$Re = (\rho \cdot v \cdot ID \text{ pipa}) / \mu = 5468,73$$

$Re < 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

2. Perancangan Pipa untuk Fase Ringan

$$\rho \text{ umpan} = 170,58 \text{ kg/m}^3 = 106,58 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 0,32 \text{ cp} = 0,78 \text{ lb/ft.jam} = 0,0003 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 162,68 \text{ kg/jam} = 0,05 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 0,10 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,001 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga $Di \text{ opt}$ adalah :

$$Di \text{ opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : $Di \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, $Di \text{ opt} = 0,31 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$NPS = 0,5 \text{ in} \quad A = 0,30 \text{ in}^2 \sim 0,0002 \text{ m}^2$$

$$sch = 40$$

$$OD = 0,84 \text{ in} = 2,13 \text{ cm}$$

$$ID = 0,62 \text{ in} = 1,58 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 484,03 \text{ m/jam} = 0,13 \text{ m/s}$$

$$Re = (\rho \cdot v \cdot ID \text{ pipa}) / \mu = 11194,09$$

$Re > 4000$, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

3. Perancangan Pipa untuk Fase Berat

$$\rho \text{ umpan} = 2399,14 \text{ kg/m}^3 = 149,75 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ umpan} = 2,02 \text{ cp} = 4,88 \text{ lb/ft.jam} = 0,002 \text{ kg/m.s}$$

Kecepatan alir massa,

$$M = 1546,77 \text{ kg/jam} = 0,43 \text{ kg/s}$$

$$Q = M / \rho = 314,12 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,07 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Digunakan pipa *stainless steel* :

Asumsi awal aliran adalah aliran turbulen, sehingga Di_{opt} adalah :

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhous 1980, p.366})$$

Dengan : Di_{opt} = diameter pipa optimum, in

Q = debit volumetris aliran fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga, $Di_{opt} = 0,37 \text{ in}$

Dari tabel 11 kern hal. 844, digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$NPS = 0,5 \text{ in} \quad A = 0,30 \text{ in}^2 \sim 0,0002 \text{ m}^2$$

$$sch = 40$$

$$OD = 0,84 \text{ in} = 2,13 \text{ cm}$$

$$ID = 0,62 \text{ in} = 1,58 \text{ cm} \sim 0,02 \text{ m}$$

kecepatan aliran dan Reynold aliran :

$$v = Q / A = 665,20 \text{ m/jam} = 0,18 \text{ m/s}$$

$$Re = (\rho \cdot v \cdot ID \text{ pipa}) / \mu = 347419$$

Re > 4000, sehingga asumsi aliran turbulen BENAR.

C15. Belt Conveyor (BC-01)



Fungsi : Mengangkut bahan baku $C_7H_6O_3$ dari silo ke *Bucket Elevator*

Jenis : *Horizontal screw conveyor* (perry, al. 21-5)

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi;

T : 30 °C P : 1 atm

Jarak angkut : 12 ft = 3,6576 m

Laju alir : 285,7239 kg/jam = 629,9127 lb/jam ~ 0,2857 ton/jam

Waktu operasi : 15 menit

Menentukan jenis dan konstruksi

Faktor keamanan : 20% = 1,2

Total kapasitas belt : Laju alir x Faktor keamanan

$$= 342,87 \text{ kg/jam} = 0,34 \text{ ton/jam}$$

Dari perry 7th edition, Tabel 21-7 untuk kapasitas belt = 0,34 ton/jam

Dipilih *belt conveyor* dengan spesifikasi;

Kapasitas : 32 ton/jam

Panjang *belt* : 12 ft = 3,66 m
 Sudut elevasi : 0 derajat
 Kecepatan *belt* : 100 ft/min
 Triper : 2 hp
 Tebal *ply belt* : 3 – 5 in (lipatan belt) dipilih tebal *ply belt* 3 in
 Lebar *belt* : 14 in = 0,36 m
 Ratio HP/10 ft : 0,34

Menentukan Power Motor

Power yang dibutuhkan (HP) = TPH x H x 0,002 x C

Dalam hubungan ini;

TPH = Kapasitas = 0,34 ton/jam

H = Panjang *belt* = 12 ft

C = *Motorial Factor* = 2

maka;

HP = 0,02 hp

Ratio HP/10 ft = 0,34

untuk panjang *belt* 12 ft

maka Hp = 0,02 hp

Power motor = Triper + Hp = 2,02 hp

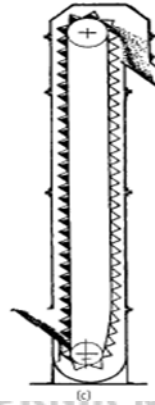
Eff. motor = 80%

Power motor = Power motor/0,8

= 2,02 hp / 0,8 = 2,52

Power motor standar = 3 hp.

C16. *Bucket Elevator* (BE-01)



Fungsi : Mengangkut bahan baku $C_7H_6O_3$ dari silo ke Mixer - 01

Jenis : *Centrifugal discharge*

Kapasitas *Bucket Elevator*

Laju alir massa = 285,72 kg/jam = 0,29 ton/jam

Faktor keamanan = 20% = 0,2

Kapasitas BE = Laju alir massa x Faktor keamanan

= 342,87 kg/jam = 0,34 ton/jam

Spesifikasi *Bucket Elevator*

Dari Perry's *Chemical engineering handbook*, 7th Tabel 21-8, P.21-15, diperoleh spesifikasi bucket elevator untuk kapasitas diatas sebagai berikut :

Ukuran BE = 6 in x 4 in x 4,25 in

Jarak antar bucket = 12 in

Tinggi elevasi = 50 ft

Kecepatan BE = 225 ft/min = 68.6 m/min

Kecepatan putar poros= 43 rpm

Power poros = 1,6 Hp

Rasio daya/Tinggi = 0,02 Hp/ft

Diameter poros atas = 1 15/16 in

Diameter poros bawah= 1 11/16 in

Lebar *belt* = 7 in

Diameter *pulley* atas = 20 in

Diameter *pulley* bawah= 14 in

Spesifikasi ukuran diatas untuk kapasitas 14 ton/jam dan densitas 100 lb/ft

T = 30°C = 303 K

P = 1 atm = 101325 Pa

R = 8,314 m³Pa/mol.K

Tabel C16.1 Komposisi densitas

Komponen	Kg/jam	rho (kg/m ³)	xi	rho mix (lb/ft ³)
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	1433,00	0,99	1418,67
H ₂ O	2,89	1023,01	0,01	10,23
	288,61			1428,90
				89,16

Kapasitas alat untuk densitas = 89,16 lb/ft³

= 89,16 lb/ft³ / 100 x 14 = 12,48 ton/jam

Untuk kapasitas = 0,34 ton.jam

Kecepatan *bucket* = 225 ft/menit x 0,34 ton/jam / 12,48 ton/jam

= 6,18 fpm

Putaran poros = 43 rpm x 0,34 ton/jam / 12,48 ton/jam

= 1,18 rpm

Power yang dibutuhkan

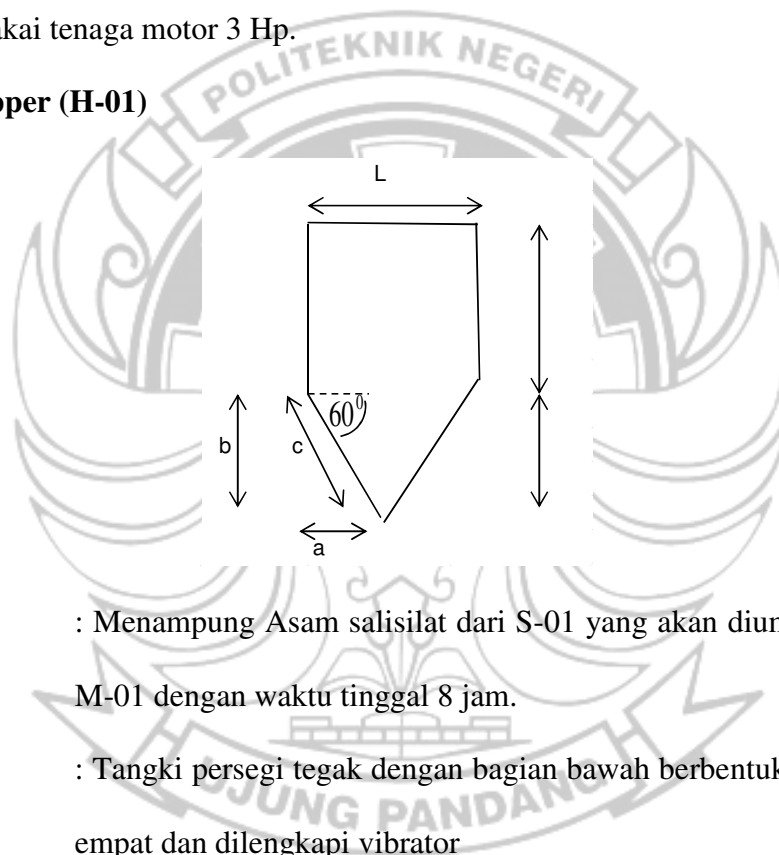
$$P = (\text{Tinggi elevator} \times \text{Rasio daya tinggi}) + \text{power poros} \\ = 2,6 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 90\%$$

$$\text{Tenaga motor} = P / \text{efisiensi motor} \\ = 2,6 \text{ Hp} / 0,9 = 2,89 \text{ Hp}$$

Maka dipakai tenaga motor 3 Hp.

C17. Hopper (H-01)



Fungsi : Menampung Asam salisilat dari S-01 yang akan diumpankan ke M-01 dengan waktu tinggal 8 jam.

Jenis : Tangki persegi tegak dengan bagian bawah berbentuk limas segi empat dan dilengkapi vibrator

$$\text{Kapasitas} : 285,72 \text{ kg/jam} = 10,50 \text{ lb/min}$$

$$\text{Densitas bulk} : 1,43 \text{ ton/m}^3 = 89,22 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Over design} : 20\%$$

$$\text{Volume} : \text{Kapasitas} / 1000 / \text{densitas bulk} \times \text{waktu tinggal} \times 1,2 \\ = 1,92 \text{ m}^3 = 67,80 \text{ ft}^3$$

Jumlah bin : 1 buah

Kemiringan bagian bawah = 60°

Dipilih L = 0,75 T1

T1 = Tinggi badan silinder

T2 = Tinggi badan kerucut

Dari gambar diperoleh;

$$a : b : c = 1 : \sqrt{3} : 2$$

$$\begin{aligned} T2 &= \frac{1}{2} \times \sqrt{3} \\ &= \frac{1}{2} L \times \sqrt{3} : 0,75 T1 = 0,65 T1 \end{aligned}$$

Volume total = V kotak persegi + V limas persegi

$$V_{total} = L^2 T_1 + \frac{1}{3} L^2 T_2$$

Sehingga diperoleh;

$$T1 = 1,41 \text{ m}$$

$$L = T1 \times 0,75 = 1,06 \text{ m}$$

$$T2 = 0,65 \times T1 = 0,92 \text{ m}$$

Jadi tinggi bin total

$$H \text{ bin total} = T1 + T2 = 2,33 \text{ m}$$

$$P \text{ dinding} = (14,7) + (\text{densitas bulk} \times \text{tinggi} \times 1000 \times 9,8/6894,8) - 14,7$$

$$= 4,72 \text{ psia}$$

$$\text{Lebar} = 1,0578 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2,33 \text{ m}$$

$$\text{Tebal dinding, } t_d = (P \times L \times 3,28 \times 12 / 4 \times 12650 \times 0,85) + 0,125$$

$$= 0,13 \text{ in} \sim 0,19 \text{ in}$$

Menentukan opening diameter hopper (Mc. cabe smith)

$$m = \frac{\rho_b \cdot Do^2}{(6.288 \cdot tg \alpha_m + 23.16)(Dp + 1.889) - 44.9}$$

dimana; Do = Opening diameter, in

m = Solids flow rate, lb/min

α_m = Angle of internal friction of solids

Dp = diameter partikel, in

ρ_b = densitas solids, lb/ft³

sehingga, Do = 1,56 in = 3,97 cm

C18. Kondensor (CD-01)



Tujuan : Mengembunkan hasil atas Menara Destilasi (MD-01)

Jenis : Shell and Tube Exchanger

Qc = Dari hasil atas menara destilasi.

= 227295,96 kJ/jam ~ 215434,98 Btu/jam

Fluida panas = Uap keluar menara destilasi

Kecepatan panas fluida = 2224,10 kg/jam = 4903,29 lb/jam

Tekanan = 1 am

Suhu masuk = 64,76 °C = 337,77 K

Suhu masuk = 64,56 °C = 337,71 K

Ta = (Tin + Tout)/2 = 64,66 °C = 337,74 K

Fluida dingin = Air sungai

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk = 20 °C = 293,15 K

Suhu masuk = 60 °C = 333,15 K

Ta = (Tin + Tout)/2 = 40 °C = 313,15 K

Cp liquid = NP x (Tout – Tin) = 167,48 kJ/kg

Beban panas = 215434,98 btu/jam

Massa fluida dingin = Beban pemanas / Cp liquid
 = 2992,0063 lb/jam = 1357,15 kg/jam

Counterflow

	<i>Hot Fluid</i>			<i>Cold Fluid</i>			Differensial
T1	148,56	F	High. Temp	t2	140,00	F	8,56
T2	148,21	F	Lower Temp	t1	68,00	F	80,21
	0,35	F	Differensial		72,00	F	

Dari data diatas, dapat diperoleh perhitungan sebagai berikut :

LMTD = $(t1 - t2) / \ln (t1/t2)$ = 32,02 F

R = $(T1 - T2) / (t2 - t1)$ = 0,005

S = $(T1 - T2) / (T1 - t1)$ = 0,89

Ft = 0,99

Sehingga diperoleh nilai ΔTM = Ft x LMTD = 31,70 F

Menentukan nilai Ud

Nilai Ud ditentukan pertama kali dari Tabel 8. kern untuk *gasses water* (2-50) dan diperoleh data sebagai berikut :

Fluida panas = gas

$$U_d = Q_c / (A \times \Delta T_M) = 0,49 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Cold fluid: tube side, water

Flow area:

$$a_t' = 0,30 \text{ in}^2 = 0,06 \text{ ft}^2 \quad (\text{Tabel.10 Kern,1965})$$

$$\text{Mass velocity: } G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$G_t = 47872,10 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Velocity:

$$V = G_t / (3600\rho)$$

$$\rho = 63,85 \text{ lb/cuft}$$

$$V = 0,21 \text{ fps}$$

$$\text{pada } T_a = 148,3868 \text{ F} = 337,81 \text{ K}$$

$$\mu = 1,07 \text{ lb/ft.hr}$$

$$ID = 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynold: } Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu} = 3565,20$$

$$h_i = 390 \text{ Btu/hr.ft}^2.F \quad (\text{Fig. 25 Kern.})$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 298 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Hot fluid: shell side, gasses

$$\text{Flow area: } a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

$$C' = P_t - OD_t = 0,31 \text{ in}$$

$$a_s = 0,49$$

Mass velocity:

$$G_s = 10058,03 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Loading:

$$G'' = W/L.Nt^{(2/3)} = 1,07 \text{ lb/hr.lin.ft}$$

asumsi $h=h_o$ 390

$$t_w = t_a + h_o/(h_{io}+h_o)*(T_v-t_a) = 129,17 \text{ F}$$

$$t_f = (t_w+T_v)/2 = 138,78 \text{ F} = 332,47 \text{ K}$$

$$\mu_f = 171343,12 \text{ cp} = 414650,35 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k_f = 0,02 \text{ Watt/m.K} = 0,01 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

$$s_f = 0,66$$

$$\rho_{\text{gas}} = 4,66 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{grav. acc} = 32,17 \text{ ft/s}^2 = 4,17 \text{E}+08 \text{ ft/hr}$$

$$h = \mu_f^2 / (k_f^3 \times \rho_{\text{gas}}^2 \times \text{grav acc.})^{1/3} = 128,76$$

$$h_o = h / \text{eq. 12.42 kern} = 0,55 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{.F}$$

Pressure Drop

$$Re = 3656,20 \text{ Pada } t_a = 104 \text{ F} = 313,15 \text{ K}$$

$$f = 0,0001 \quad \mu = 414496,14 \text{ lb/ft.hr}$$

$$s = 1,00 \quad D_e = 0,08 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_s} \quad Res = 0,002$$

$$= 0,007 \text{ psi} \quad f = 0,004$$

$$\Delta P_R = \left(\frac{4n}{s}\right) \times \left(\frac{v^2}{2g}\right) \times \left(\frac{62.5}{144}\right) \quad s = 1$$

$$(V/2g') = 0,01 \quad (\text{fig.27 Kern}) \quad N+1 = 12 \text{ L/B} = 1248,00$$

$$\Delta P_r = 0,06 \quad D_s = \text{ID shell} \times 0,833 = 3,25 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_r + \Delta P_R & \Delta P_s &= \frac{fG_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s} \\ &= 0,06 \text{ psi} & \Delta P_S &= 0,35 \text{ psi} \end{aligned}$$

Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = 0,55 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0,42 < 0,1 \text{ (memenuhi)}$$

C19. Reboiler (RB-01)



Fungsi : Menguapkan hasil bawah MD-01

Jenis : *Shell and Tubes Exchanger*

Menghitung Reboiler

$$\begin{aligned} Q_r &= NP_{bottom} = 3446751,00 \text{ kJ/jam} \\ &= 3266889,6 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Hasil bawah MD-01)

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

$$T_{in} = 376,66 \text{ K} \quad T_{out} = 493,89 \text{ K}$$

$$T_a = (T_{in} + T_{out}) / 2 = 162,13 \text{ K}$$

Hot Fluid (steam)

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

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 523 \text{ K} & T_{out} &= 455,37 \text{ K} \\
 T_a &= (T_{in} + T_{out}) / 2 & &= 489,19 \text{ K} \\
 T_v &= 481,73 \text{ F} & \lambda &= 739,4 \text{ btu/lb} \\
 \text{Jumlah steam required} &= Q_r / \lambda & &= 2004,1047 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Counterflow

<i>Hot Fluid</i>			<i>Cold Fluid</i>		<i>Diff</i>		
T1	481,73	F	<i>High. Temp</i>	t2	429,33	F	52,40
T2	360,00	F	<i>Lower Temp</i>	t1	218,32	F	141,68
	121,73	F	<i>Differensial</i>		211,02	F	
LMTD	89,76 F						
R	= 0,58		S = 0,80				
FT	= 0,99						
ΔT_M	= Ft x LMTD		88,86 F				

Menentukan Ud

Nilai Ud ditentukan pertama kali dari Tabel 8. Kern

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ cold fluid} &= 1,74 \text{ cp} \\
 \text{Hot Fluid} &= \text{Steam} & \text{Cold Fluid} &= \text{Medium organics} \\
 U_d &= 100 \text{ btu/lb.ft}^2.\text{F}
 \end{aligned}$$

Menentukan luas transfer panas

$$\begin{aligned}
 Q &= U_d \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD} \\
 A &= Q / U_d \cdot \Delta t = 367,65 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Lay out HE

Lay out HE dilakukan dengan *trial and error* hingga diperoleh dirt factor (Rd)

yang memenuhi syarat

$$L = 75 \text{ ft}$$

$$OD = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \sim 0,10 \text{ ft}$$

$$BWG = 16$$

$$Pt = 1 \frac{4}{7} \text{ in-square pitch}$$

Dari tabel 10 kern, untuk nilai OD seperti diatas diperoleh *surface per lin.ft*:

$$a'' = 0,33 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a''L} = 14,99 \text{ tubes}$$

$$\text{Jumlah tubes} = 228 \text{ tubes}$$

Sehingga dapat diperoleh :

$$ID, \text{ in} = 29$$

$$\text{Passes} = 1$$

$$B, \text{ in} = 9$$

$$N_t = 449$$

$$L, \text{ ft} = 78$$

$$OD, \text{ in} = 1 \frac{1}{4}$$

$$ID, \text{ in} = 1,12$$

$$BWG = 16$$

$$a'', \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,33$$

$$\text{Pitch, in} = 1 \frac{9}{16} \text{ in-square pitch}$$

$$\text{Passes} = 2$$

Koreksi nilai A dan Ud

$$A = \text{Jumlah tubes} \times a'' \times L = 5593,41 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q_c / (A \times \Delta TM) = 6,57 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot F$$

Cold fluid: tube side, steam

Flow area:

$$a_t' = 0,99 \text{ in}^2 = 0,78 \text{ ft}^2 \quad (\text{Tabel.10 Kern,1965})$$

$$\text{Mass velocity: } G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$G_t = 5666,00 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$\text{Pada } T_a = 420,87 \text{ F} = 489,19 \text{ K}$$

$$\mu = 0,05 \text{ lb/ft.hr}$$

$$ID = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Reynold: } Re = \frac{D \cdot G_t}{\mu} = 10729,97$$

$$h_i = 280 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \quad (\text{Fig. 24 Kern.})$$

$$h_o = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Cold fluid: shell side

asumsi $h=h_o$ 280

$$t_w = t_a + h_o/(h_i+h_o) \cdot (T_v-t_a) = 604,18 \text{ F}$$

$$(\Delta t)_w = t_w - T_a \text{ bottom} = 267,20 \text{ F}$$

Pressure Drop

$$Re = 10729,97$$

$$f = 0,0002 \quad s = 1,00$$

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s} = 0,0002 \text{ psi}$$

$$\Delta P_R = \left(\frac{4n}{s}\right) \times \left(\frac{v^2}{2g}\right) \times \left(\frac{62.5}{144}\right)$$

$$(V/2g) = 0,01 \quad (\text{fig.27 Kern})$$

$$\Delta P_r = 0,06$$

$$\Delta P_T = \Delta P_r + \Delta P_R = 0,06 \text{ psi}$$

Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} = 245,61 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0,15$$

C20. Accumulator



Fungsi : Sebagai penampung keluaran kondensor pada menara destilasi untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.

Tipe : Tangki silinder *horizontal*

Menghitung volume tangki

P = 14,7 psi

T = 337,71 K (Pakai suhu *bubble point*)

Tabel C20.1 Data aliran massa dan densitas

Komponen	Laju alir W (kg/jam)	Laju alir W (lb/jam)	Densitas ρ (kg/m ³)	Densitas ρ (lb/ft ³)
CH ₃ OH	2222,85	4900,54	749,34	46,78
H ₂ O	1,25	2,75	990,46	61,83
C ₇ H ₆ O ₃	0,00	0,00	1443,00	90,08
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	0,00	1139,26	71,12
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	1594,50	99,54

$\rho_{L_mix} = 749,58 \text{ kg/m}^3$

Waktu tinggal = 5 menit = 0,08 jam (Treybal, 1966) → asumsi

Kapasitas dan volume masing-masing komponen dalam 5 menit :

Volume CH₃OH = $W \times T_d / \text{densitas} = 8,73 \text{ ft}^3$

Volume H₂O = $W \times T_d / \text{densitas} = 0,004 \text{ ft}^3$

Volume Tangki = $V_{CH_3OH} + V_{H_2O} = 8,73 \text{ ft}^3$

Tangki diasumsikan berisi 80% cairan, sehingga Volume tangki menjadi;

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume tangki} / 80\% = 10,92 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan over design sebesar 20%, maka volume tangki total;

$$V \text{ total tangki} = \text{Volume tangki} \times 120\% = 12,10 \text{ ft}^3$$

Menentukan diameter dan panjang tangki

Berdasarkan Brownell, persamaan 5.4 hal. 81, maka digunakan tangki berbentuk

silinder dengan perbandingan $L/D = 6$

$$D = \left(\frac{V \text{ over design}}{\frac{6}{4}\pi + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3} = 1,38 \text{ ft} = 0,42 \text{ m}$$

$$L = 6 \times D = 8,29 \text{ ft} = 2,53 \text{ m} = 99,43 \text{ in}$$

Menghitung tebal shell

Sebagai bahan tangki, digunakan plate steel SA. 283 Grade C, dengan spesifikasi;

$$f = 12650 \quad E = 0,8$$

$$C = 0,13 \quad TS = 1/8 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar berdasarkan Brownell Hal.89 yaitu 3/16 in.

Menghitung tebal head

$$OD_s = ID_s + 2 \text{ ts} = 16,95 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 18 \text{ in} \quad icr = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 18 \text{ in} \quad th = 1/8 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar = 3/16 in

Menghitung tinggi head

Pada Tabel 5.7 Brownell and Young hal. 89, Pada standar Flanged and Dished heads, Diperoleh data sebagai berikut :

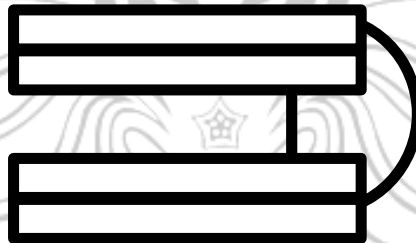
$$OD_s = 17,27 \text{ in} \quad OD \text{ standar yang dipilih} = 18 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{icr} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} & r &= 18 \text{ in} \\
 \text{sf} &= 2 \text{ in} \\
 a &= \text{ID}/2 & &= 8,29 \text{ in} \\
 \text{AB} &= \text{ID}/2 - \text{icr} & &= 7,16 \text{ in} \\
 \text{BC} &= r - \text{icr} & &= 16,88 \text{ in} \\
 \text{AC} &= \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} & &= 15,28 \text{ in} \\
 b &= r - \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} = 2,72 \text{ in} \\
 \text{OA(hH)} &= \text{ts} + b + \text{sf} & &= 4,91 \text{ in} & &= 0,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang tangki total

$$\text{Panjang tangki total} = L + 2\text{OA} = 109,24 \text{ in} = 2,77 \text{ m}$$

C21. Heater (HE-01)



Fungsi : Memanaskan campuran bahan baku dan katalis sebelum masuk ke reaktor (R-01)

$$\text{Tin} = 303,15 \text{ K} \qquad \text{Tout} = 336,15 \text{ K}$$

Tabel C21.1 Neraca Massa Komponen

komponen	massa Kg/jam	fraksi	BM	Kmol	Fraksi
CH ₃ OH	2577,79	0,89	32	71,43	0,97
H ₂ O	6,32	0,003	18	0,35	0,01
C ₇ H ₆ O ₃	285,72	0,11	138	2,07	0,03
Total	2577,84	1,00		73,85	1,00

Beban panas = 206202,12 kJ/jam

Menghitung kebutuhan steam

Digunakan pemanas steam jenuh pada suhu 100°C sehingga $\lambda = 2151,81$ kJ/kg.

Steam = Saturated steam

Kebutuhan steam = $Q_r / \lambda = 95,83$ kg/jam = 211,26 lb/jam

Kondisi Operasi

Fluida dingin

Tin = 303,5 K Tout = 336,15 K

Massa in = 2577,84 kg/jam = 5683,06 lb/jam

Fluida Panas

Tin = Tout = 373,15 K

Massa steam = 95,83 kg/jam = 21,26 lb/jam

Beban panas = 206202,12 kJ/jam = 195479,61 btu/jam

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas		Fluida dingin	Dt
°F		°F	
212,00	T1 - t2	145,40	66,60
212,00	T2 - t1	86,00	126,00

R = $T_1 - T_2 / t_2 - t_1$ (Pers. 5.14, Kern)

Dt LMTD = $\Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)$ = 93,17 °F = 355,17 K

Tavg = $T_1 + T_2 / 2$ = 212 °F = 373,15 K

tavg = $t_1 + t_2 / 2$ = 115,70 °F = 319,65 K

Menghitung densitas

$$\text{Densitas} = A \times B - (1 - T/T_c)^n$$

Tabel C21.2 Densitas Komponen

Komponen	A	B	n	T _c
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-

Fluida Dingin

$$T = 319,65 \text{ K}$$

Tabel C21.3 Densitas Fluida Dingin

Komponen	Fraksi massa	ρ , kg/m ³	x/ρ , kg/m ³
CH ₃ OH	0,89	304,89	0,0029
H ₂ O	0,002	418,55	0,00001
C ₇ H ₆ O ₃	0,11	1.345,94	0,0001
Total	1,00		333,72

$$\rho \text{ fluida dingin} = 333,72 \text{ kg/m}^3$$

Fluida Panas

$$T = 373,15 \text{ K}$$

$$\rho \text{ fluida panas} = 405,94 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

$$\mu = cp$$

Tabel C21.4 Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	0,000024
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	0,000013
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-

Fluida Dingin

$$T = 319,65 \text{ K}$$

Tabel C21.5 Viskositas Fluida Dingin

Komponen	Fraaksi mol	μ , cP	$\mu \cdot x$
CH ₃ OH	0,97	0,42	0,41
H ₂ O	0,005	0,59	0,003
C ₇ H ₆ O ₃	0,03	-	-
Total	1		0,41

Viskositas < 0,5 maka termasuk *light organic*

Fluida Panas

$$T = 373,15 \text{ K}$$

Viskositas fluida panas = 0,28 cP

Menghitung *specific heat*

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol.K)}$$

Tabel C21.6 *Spesific heat*

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	0,0000015
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	0,0000005
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,312	0,0004	-

Fluida Dingin

T referensi = 298,15 K T = 319,65 K

Tabel C21.7 *Spesific Heat Fluida Dingin*

Komponen	Fraksi mol	Cp, J/mol.K	Cp, J/kg.K	Cp.x
CH ₃ OH	0,97	81,92	2559,97	2476,03
H ₂ O	0,005	775,18	4176,84	19,86
C ₇ H ₆ O ₃	0,03	177,79	1288,34	36,12
Total	1,00			2532,01

Fluida Panas

T = 373,15 K

specific heat fluida panas = 4196,77 J/kg.K

Menghitung konduktivitas termal

$$\log_{10} k_{liq} = A + B (1 - T/C)^{2/7}$$

$$K = A + BT + CT^2 \text{ (liquid and solid inorganic)}$$

$$K = W / (m.K)$$

Tabel C21.8 Konduktivitas termal komponen

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58
H ₂ O	-0,28	-0,04	-0,00001
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0

Fluida Dingin

$$T = 319,65 \text{ K}$$

Tabel C21.9 Konduktivitas termal Fluida Dingin

Komponen	Fraksi mol	K (W/m.K)	K (btu/hr.ft.F)	k.x
CH ₃ OH	0,97	0,19	0,11	0,11
H ₂ O	0,005	3,06	1,77	0,01
C ₇ H ₆ O ₃	0,03	-	-	-
Total	1,00			0,12

Fluida Panas

$$T = 373,15 \text{ K}$$

Konduktivitas termal fluida panas = 0,39 btu/hr.ft.F

Menentukan jenis heater

Untuk *heater* fluida panas *steam* dan fluida dingin *light organic*, berdasarkan

Tabel 8. Kern, UD = 100 – 200 btu/ft².F.jam.

Ud dipilih = 101 btu/ft².F.jam

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 20,77 \text{ ft}^2$$

karena nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan jenis *double pipe* (Kern,103)

Ud Koreksi= 170,06

A = 13,23

Ud	A(ft ²)
100,00	22,23
170,06	13,07
200,00	11,11

Spesifikasi pipa

Dipilih diameter pipa annulus dan *inner pipe* (Tabel 11 dan Tabel 6.1, Kern)

Tabel C21.10 Spesifikasi pipa yang dipilih

	Annulus D2:			Inner pipe D1:			
	in	m	ft	in	m	ft	
IPS	2,00	0,05	0,17	IPS	1,25	0,03	0,10
OD	2,38	0,06	0,20	OD	1,66	0,04	0,14
ID	2,07	0,05	0,17	ID	1,38	0,04	0,12
				surface	0,34		

Luas penampang pipa = 20,77 ft²

Panjang pipa = 12 ft = 3,66 m

(Biasanya untuk *double pipe*, L = 12 ft, 15 ft, 20 ft)

Fluida Panas (Annulus, steam)

flow area

D₂ = ID annulus / 12 = 0,17 ft

D₁ = OD inner pipe / 12 = 0,14 ft

$$a_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 = 0,08 \text{ ft}$$

$$G_a = W / a_a = 25548,31 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta T_{\text{avg}} = 212 \text{ F}$$

$$\mu = 0,28 \text{ cp} = 0,67 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = D_e \times G_a / \mu$$

$$Re_a = 28844,80 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 157,59$$

Untuk pemanas steam,

$$h_o = JH \cdot k / D_e (c \cdot \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 1500 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Fluida Dingin (*inner pipe, light organic*)

flow area

$$D = ID_{\text{annulus}} / 12 = 0,12 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi (D^2 / 4) = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$G_p = W / a_p = 547415,09 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta T_{\text{avg}} = 115,70 \text{ F}$$

$$\mu = 0,41 \text{ cp} = 0,99 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = D \times G_p / \mu$$

$$Re_p = 63723,26 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 104,35 \text{ ft}$$

Untuk pemanas steam, dari Fig. 24 kern diperoleh :

$$JH = 250$$

$$\Delta t_{\text{avg}} = 115,7 \text{ F}$$

$$c = 2532,01 \text{ J/kg.K}$$

$$k = 0,12 \text{ btu/hr.ft.F}$$

$$(c \cdot \mu / k)^{1/3} = 1,72 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$h_i = JH \cdot k/D (c \cdot \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 438,46 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 364,50 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = h_{io} \cdot h_o / h_{io} + h_o = 293,25 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Design overall coefficient (U_d)

$$1 / U_d = 1 / U_c + R_d$$

$$R_d = 0,003$$

$$1 / U_d = 0,01$$

$$U_d = 156$$

Required surface

$$A = Q / U_d \cdot \Delta T_{LMTD} = 13,45 \text{ ft}^2$$

Tabel 11 Kern, Untuk IPS *inner pipe* = 1 ¼ in, maka *surface outside* = 0,435 ft²/ft (eksternal *surface per foot length*).

$$\text{Required length} = A / \text{surface outside} = 30,92 \text{ lin ft} \sim 31 \text{ lin ft}$$

$$\text{Surface actual} = \text{Required length} \times \text{Surface outside} = 13,49 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ Koreksi} = Q / A \cdot \Delta T_{LMTD} = 155,6 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\text{Dirt Factor (R}_d) = U_c - U_d / U_c \times U_d = 0,0030$$

Menentukan pressure drop

Annulus

$$De' = (D_2 - D_1) = 0,03 \text{ ft}$$

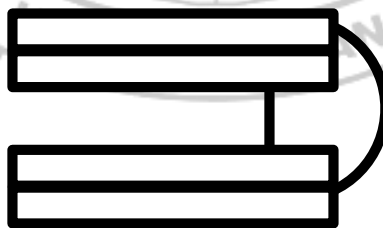
$$\begin{aligned}
 Re'_a &= De' \cdot Ga / \mu = 1284,89 \\
 f &= 0,0035 + 0,264 / (Re)^{0,42} = 0,01 \\
 \rho &= 405,94 \times 0,06 = 26,06 \text{ lb/ft}^3 \\
 g &= 4,18 \times 10^8 \\
 \Delta Fa &= \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De'} = 0,02 \text{ ft} \\
 \Delta Pa &= \frac{\Delta Fa \times \rho}{144} = 0,004 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Inner pipe

$$\begin{aligned}
 Re'_p &= De' \cdot Ga / \mu = 63723,26 \\
 f &= 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01 \\
 \rho &= 333,72 \times 0,06 = 21,42 \text{ lb/ft}^3 \\
 g &= 4,18 \times 10^8 \\
 \Delta Fp &= \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} = 1,97 \text{ ft} \\
 \Delta Pp &= \frac{\Delta Fp \times \rho}{144} = 0,29 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga, ΔP total = $\Delta Pa + \Delta Pp = 0,30$ psi. *pressure drop* yang diizinkan adalah <10 psi.

C22. Heater (HE-02)



Fungsi : Memanaskan keluaran (Fase ringan) SP-01 yang akan masuk ke Menara Destilasi (MD-01).

Tin = 303,15 K

Tout = 338,15 K

Tabel C22.1 Neraca Massa Komponen

komponen	massa Kg/jam	fraksi	BM	Kmol	Fraksi
CH ₃ OH	2222,85	0,91	32	69,46	0,90
H ₂ O	124,92	0,05	18	6,94	0,09
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,006	138	0,10	0,001
H ₂ SO ₄	78,13	0,03	98	0,80	0,01
C ₈ H ₈ O ₃	0,21	0,0001	152	0,001	0,00
Total	2440,39	1,00		77,31	1,00

Beban panas = 222383,85 kJ/jam

Menghitung kebutuhan steam

Digunakan pemanas *steam* jenuh pada suhu 100°C sehingga $\lambda = 2151,81$ kJ/kg.

Steam = *Saturated steam*

Kebutuhan *steam* = Q_r / λ

$$= 103,35 \text{ kg/jam} = 227,84 \text{ lb/jam}$$

Kondisi Operasi

Fluida dingin

T_{in} = 303,5 K

T_{out} = 338,15 K

Massa in = 2498,26 kg/jam = 5507,63 lb/jam

Fluida Panas

T_{in} = T_{out} = 373,15 K

$$\text{Massa steam} = 103,58 \text{ kg/jam} = 228,35 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Beban panas} = 222884,24 \text{ Ij/jam} = 211294,26 \text{ btu/jam}$$

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas		Fluida dingin		Dt
°F		°F		
212	T1 - t2	149		63
212	T2 - t1	86		126

$$R = T_1 - T_2 / t_2 - t_1 \quad (\text{Pers. 5.14, Kern})$$

$$Dt \text{ LMTD} = \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) = 90,89 \text{ }^\circ\text{F} = 32,72 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{avg}} = T_1 + T_2 / 2 = 212 \text{ }^\circ\text{F} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{avg}} = t_1 + t_2 / 2 = 117,5 \text{ }^\circ\text{F} = 47,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menghitung densitas

$$\text{Densitas} = A \times B - (1 - T/T_c)^n$$

Tabel C22.2 Densitas Komponen

Komponen	A	B	n	Tc
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13

Fluida Dingin

$$T = 320,65 \text{ K}$$

Tabel C22.3 Densitas Fluida Dingin

Komponen	Fraksi massa	ρ , kg/m ³	x/ρ , kg/m ³
CH ₃ OH	0,91	304,71	0,003
H ₂ O	0,05	418,31	0,0001
C ₇ H ₆ O ₃	0,006	1233,99	0,00
H ₂ SO ₄	0,03	534,30	0,0001
C ₈ H ₈ O ₃	0,0001	448,41	0,00
Total	1,00		314,81

ρ fluida dingin = 314,81 kg/m³

Fluida Panas

T = 373,15 K

ρ fluida dingin = 405,9439 kg/m³

Menghitung Viskositas

Log μ = A + B/T + CT + DT²

μ = cp

Tabel C22.4 Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	0,000024
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	0,000013
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-
H ₂ SO ₄	-9,58	3496,2	0,03	-0,000017
C ₈ H ₈ O ₃	-18,70	1169,32	0,02	-0,000014

Fluida Dingin

$$T = 319,65 \text{ K}$$

Tabel C22.4 Viskositas Fluida Dingin

Komponen	Fraksi mol	μ , cP	$\mu \cdot x$
CH ₃ OH	0,90	0,41	0,37
H ₂ O	0,09	0,58	0,05
C ₇ H ₆ O ₃	0,001	-	-
H ₂ SO ₄	0,01	11,55	0,12
C ₈ H ₈ O ₃	0,00	0,04	0
Total	1,00		0,54

Viskositas < 0,5 maka termasuk *light organic*

Fluida Panas

$$T = 373,15 \text{ K}$$

$$\text{Viskositas} = 0,28 \text{ cP}$$

Menghitung specific heat

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol.K)}$$

Tabel C22.6 Spesific heat Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	0,0000015
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	0,0000005
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,32	0,0004	-
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,04	-0,003	0,0000024
H ₂ SO ₄	26,00	0,70	-0,001	0,0000010

Fluida Dingin

T referensi = 298,15 K

T = 320,65 K

Tabel C22.7 *Spesific heat* Fluida Dingin

Komponen	Fraksi mol	Cp, J/mol.K	Cp, J/kg.K	Cp.x
CH ₃ OH	0,9551	82,0194	2563,1082	2303,1049
H ₂ O	0,0325	75,1724	4176,2459	374,9023
C ₇ H ₆ O ₃	0,0014	178,3542	1292,4218	1,7307
H ₂ SO ₄	0,0110	143,1727	1460,9464	15,0670
C ₈ H ₈ O ₃	0,00002	257,0968	1691,4265	0,0301
Total	1,00			2694,8350

Fluida Panas

T = 373,15 K

Cp = 4196,77 J/Kg.K

Menghitung konduktivitas termal

$$\log_{10} k_{liq} = A + B (1 - T/C)^{2/7}$$

$$K = A + BT + CT^2 \text{ (liquid and solid inorganic)}$$

$$K = W / (m.K)$$

Tabel C22.8 Konduktivitas termal Komponen

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	-1,1793	0,6191	512,5800
H ₂ O	-0,2758	-0,0400	-0,00001
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0
H ₂ SO ₄	0,1553	0,0011	-0,0000013
C ₈ H ₈ O ₃	-1,6717	0,9822	701

Fluida Dingin

T = 319,65 K

Tabel C22.9 Konduktivitas Fluida Dingin

Komponen	Fraksi mol	K (W/m.K)	K (btu/hr.ft.F)	k.x
CH ₃ OH	0,8986	0,1942	0,1071	0,0962
H ₂ O	0,0898	3,0611	1,7693	0,1588
C ₇ H ₆ O ₃	0,0013	-	-	-
H ₂ SO ₄	0,0103	2,6501	1,5318	0,0158
C ₈ H ₈ O ₃	0,0000	0,1423	0,0822	0,000001
Total	1,00			0,2708

Fluida Panas

$$T = 373,15 \text{ K} \quad K = 0,3895 \text{ btu/hr.ft.F}$$

Menentukan jenis heater

Untuk heater fluida panas steam dan fluida dingin light organic, berdasarkan

Tabel 8. Kern, UD = 100 – 200 btu/ft².F.jam. Ud dipilih = 115 btu/ft².F.jam

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 20,1697 \text{ ft}^2$$

karena nilai A < 200 ft², maka digunakan jenis double pipe (Kern,103)

$$U_d \text{ Koreksi} = 113,0036 \quad A = 20,7391$$

Ud	A(ft2)
100,00	23,25
20,17	113,00
200,00	11,62

Spesifikasi pipa

Dipilih diameter pipa annulus dan inner pipe (Tabel 11 dan Tabel 6.1, Kern)

Tabel C22.10 Spesifikasi pipa *Heater*

Annulus D2:				Inner pipe D1:			
	in	m	ft		in	m	ft
IPS	3,00	0,08	0,25	IPS	2,00	0,05	0,17
OD	3,50	0,09	0,29	OD	2,38	0,06	0,20
ID	3,07	0,08	0,26	ID	2,07	0,05	0,17
				surface	0,62		

Luas penampang pipa = 23,0171 ft²

Panjang pipa = 12 ft = 3,66 m

(Biasanya untuk *double pipe*, L = 12 ft, 15 ft, 20 ft)

Fluida Panas (Annulus, *steam*)

flow area

$$D_2 = \text{ID annulus} / 12 = 0,26 \text{ ft}$$

$$D_1 = \text{OD inner pipe} / 12 = 0,20 \text{ ft}$$

$$a_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$De = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 = 0,13 \text{ ft}$$

$$Ga = W / a_a = 11150,66 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta T_{\text{avg}} = 212 \text{ F}$$

$$\mu = 0,28 \text{ cp} = 0,67 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = De \times Ga / \mu$$

$$Re_a = 2169,99 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 91,44$$

Untuk pemanas *steam*,

$$\begin{aligned} h_o &= JH. k/De (c. \mu / k)^{1/3}(\mu / \mu_w)^{0,14} \\ &= 1500 \text{ btu/jam.ft}^2.F \end{aligned}$$

Fluida Dingin (*inner pipe, light organic*)

flow area

$$\begin{aligned} D &= ID \text{ annulus} / 12 = 0,17 \text{ ft} \\ a_p &= \pi (D^2 / 4) = 0,02 \text{ ft}^2 \\ G_p &= W / a_p = 230992,88 \text{ lb/jam.ft}^2 \\ \Delta T_{avg} &= 117,50 \text{ F} \\ \mu &= 0,54 \text{ cp} = 1,31 \text{ lb/ft.jam} \\ \text{Bilangan Reynold} &= D \times G_p / \mu \\ Re_p &= 30262,65 (>2100, \text{ turbulen}) \\ L/D &= 69,67 \text{ ft} \end{aligned}$$

Untuk pemanas *steam*, dari Fig. 24 kern diperoleh :

$$\begin{aligned} JH &= 95 \\ \Delta t_{avg} &= 117,50 \text{ F} \\ c &= 2694,84 \text{ J/kg.K} \\ k &= 0,27 \text{ btu/hr.ft.F} \\ (c. \mu / k)^{1/3} &= 1,46 \text{ btu/jam.ft.F} \\ h_i &= JH. k/D (c. \mu / k)^{1/3}(\mu / \mu_w)^{0,14} = 218,30 \text{ btu/jam.ft}^2.F \\ h_{io} &= h_i \times ID/OD = 189,31 \text{ 60/jam.ft}^2.F \\ \text{Clean overall coefficient (} U_c \text{)} & \\ U_c &= h_{io}. h_o / h_{io} + h_o = 168,32 \text{ btu/jam.ft}^2.F \end{aligned}$$

Design overall coefficient (U_d)

$$1 / U_d = 1 / U_c + R_d$$

$$R_d = 0,003$$

$$1 / U_d = 0,011$$

$$U_d = 93,52$$

Required surface

$$A = Q / U_d \cdot \Delta T_{LMTD} = 20,74 \text{ ft}^2$$

Tabel 11 Kern, Untuk IPS *inner pipe* = 2 in, maka *surface outside* = 0,622 ft²/ft (eksternal *surface per foot length*).

$$\text{Required length} = A / \text{surface outside} = 33,34 \text{ lin ft} \sim 33 \text{ lin ft}$$

$$\text{Surface actual} = \text{Required length} \times \text{Surface outside} = 20,53 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ Koreksi} = Q / A \cdot \Delta T_{LMTD} = 113,004 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\text{Dirt Factor (R}_d) = U_c - U_d / U_c \times U_d = 0,003$$

Menentukan *pressure drop*

Annulus

$$De' = (D_2 - D_1) = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re'_a = De' \cdot Ga / \mu = 947,97$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

$$\rho = 405,94 \times 0,06 = 26,06 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De'}$$
$$= 0,003 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{\Delta Fa \times \rho}{144}$$
$$= 0,001 \text{ psi}$$

Inner pipe

$$Re'_p = De' \cdot Ga / \mu = 30262,65$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

$$\rho = 312,11 \times 0,06 = 20,21 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fp = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \qquad \Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$
$$= 0,30 \text{ ft} \qquad = 0,04 \text{ psi}$$

Sehingga, ΔP total = $\Delta Pa + \Delta Pp = 0,04$ psi. *pressure drop* yang diizinkan adalah <10 psi.

C23. Cooler (C-01)



Fungsi : Menurunkan suhu keluaran dari Reaktor (R-01) yang akan menuju Separator Drum (SP-01)

$$Tin = 336,15 \text{ K} \qquad Tout = 303,15 \text{ K}$$

Tabel C23.1 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Massa Kg/jam	Fraksi	BM	Kmol	Fraksi
CH ₃ OH	2222,85	0,80	32	69,60	0,84
H ₂ O	178,45	0,06	18	9,91	0,12
C ₇ H ₆ O ₃	14,29	0,01	138	0,10	0,001
H ₂ SO ₄	79,97	0,03	98	0,81	0,010
C ₈ H ₈ O ₃	298,73	0,11	152	1,97	0,02
Total	2794,29	1,00		79,20	1,00

Tabel C23.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CH ₃ OH	215657,42	27830,71
H ₂ O	28348,98	3742,55
C ₇ H ₆ O ₃	693,74	86,53
H ₂ SO ₄	4409,36	570,73
C ₈ H ₈ O ₃	19158,48	2486,79
Sub-Total	268267,97	34717,31
Pendingin		233550,66
Total	268267,97	268267,97

Beban pendingin = 233550,66 kJ/jam = 221406,03 btu/jam

Menghitung kebutuhan air

Digunakan air sebagai air pendingin dengan Cp air sebesar 4,18 kJ/kg.K

Kebutuhan air = $Q / C_p \text{ air } (t_2 - t_1)$ = 3718,66 kg/jam

Kondisi Operasi

Fluida panas

Tin = 336,5 K Tout = 303,15 K

Massa in = 2794,29 kg/jam = 6160,25 lb/jam

Fluida dingin

Tin = 288,15 K Tout = 303,15 K

Kebutuhan air = 3718,66 kg/jam = 8198,24 lb/jam

Beban pendingin (Q) = 233550,66 kJ/jam = 221406,03 btu/jam

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas		Fluida dingin	
°F		°F	Dt
145,40	T ₁ - t ₂	86	59,40
86	T ₂ - t ₁	59	27
R	= T ₁ - T ₂ / t ₂ - t ₁	= 2,2	
S	= t ₂ - t ₁ / T ₁ - t ₁	= 0,31	
F _t	= 0,95 (Fig.18 Kern)		
Dt LMTD	= Δt ₂ - Δt ₁ / ln (Δt ₂ / Δt ₁) = 41,09 °F		= 5,05 °C
T _{avg}	= T ₁ + T ₂ / 2	= 115,7 °F	= 46,50 °C
t _{avg}	= t ₁ + t ₂ / 2	= 72,5 °F	= 22,5 °C

Menghitung densitas

Densitas = A x B - (1 - T/T_c)ⁿ

Tabel C23.3 Densitas Komponen

Komponen	A	B	N	T _c
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-
C ₈ H ₈ O ₃	0,37	0,26	0,26	701
H ₂ SO ₄	0,42	0,19	0,29	647,13

Fluida panas

T = 319,65 K

Tabel C23.4 Densitas Fluida Panas Cooler (C-01)

Komponen	Fraksi massa	ρ , kg/m ³	x/ρ , kg/m ³
CH ₃ OH	0,80	767,15	0,001
H ₂ O	0,06	1007,57	0,0001
C ₇ H ₆ O ₃	0,01	1345,94	0,000004
H ₂ SO ₄	0,03	1629,29	0,00002
C ₈ H ₈ O ₃	0,11	1155,97	0,0001
Total	1,00		823,59

ρ fluida panas = 823,58 kg/m³

Fluida dingin

T = 295,65 K

ρ fluida panas = 1029,73 kg/m³

Menghitung Viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad \mu = c_p$$

Tabel C23.5 Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	0,000024
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	0,000013
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	-	-
H ₂ SO ₄	-9,58	3496,2	0,03	-0,000017
C ₈ H ₈ O ₃	-18,70	1169,32	0,02	-0,000014

Fluida panas

T = 319,65 K

Tabel C23.6 Viskositas Fluida Panas *Cooler* (C-01)

Komponen	Fraksi mol	μ , cP	$\mu \cdot x$
CH ₃ OH	0,84	0,42	0,35
H ₂ O	0,12	0,59	0,07
C ₇ H ₆ O ₃	0,001	-	-
H ₂ SO ₄	0,02	11,87	0,12
C ₈ H ₈ O ₃	0,02	0,04	0,001
Total	1,00		0,54

Viskositas = 0,5 maka termasuk *light organic*

Fluida dingin

T = 295,65 K viskositas = 0,97 cP

Menghitung *specific heat*

Cp = A + BT + CT² + DT³ (J/mol.K)

Tabel C23.7 *Spesific heat* Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	0,000002
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	0,000001
C ₇ H ₆ O ₃	36,78	0,32	0,0004	-
C ₈ H ₈ O ₃	97,90	1,04	-0,003	0,000002
H ₂ SO ₄	26,00	0,70	-0,001	0,000001

Fluida panas

T referensi = 298,15 K

T = 319,65 K

Tabel C23.8 *Specific heat Fluida Panas Cooler (C-01)*

Komponen	Fraksi mol	Cp, J/mol.K	Cp, J/kg.K	Cp.x
CH ₃ OH	0,84	81,92	2559,97	2161,70
H ₂ O	0,12	75,18	4176,84	503,38
C ₇ H ₆ O ₃	0,001	177,79	1288,34	1,62
H ₂ SO ₄	0,01	143,04	1459,58	14,43
C ₈ H ₈ O ₃	0,02	256,89	1690,06	40,41
Total	1,00			2721,55

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K}$$

$$C_p = 4200,71 \text{ J/kg.K}$$

Menghitung konduktivitas termal

$$\log_{10} k_{liq} = A + B (1 - T/C)^{2/7}$$

$$K = A + BT + CT^2 \text{ (liquid and solid inorganic)}$$

$$K = W / (m.K)$$

Tabel C23.9 Konduktivitas Termal Komponen

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58
H ₂ O	-0,28	-0,04	-0,00001
C ₇ H ₆ O ₃	0	0	0
H ₂ SO ₄	0,16	0,001	-0,0000013
C ₈ H ₈ O ₃	-1,67	0,98	701

Fluida panas

$$T = 319,65 \text{ K}$$

Tabel C23.10 Konduktivitas Termal Fluida Panas *Cooler* (C-01)

Komponen	Fraksi mol	K (W/m.K)	K (btu/hr.ft.F)	k.x
CH ₃ OH	0,84	0,19	0,11	0,09
H ₂ O	0,12	3,06	1,77	0,21
C ₇ H ₆ O ₃	0,001	-	-	-
H ₂ SO ₄	0,01	2,65	1,53	0,02
C ₈ H ₈ O ₃	0,02	0,14	0,08	0,002
Total	1,00			0,33

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K} \quad K = 1,70 \text{ btu/hr.ft.F}$$

Menentukan jenis cooler

Untuk *cooler* fluida dingin air dan fluida panas *light organic*, berdasarkan Tabel 8.

Kern, UD = 75 – 150 btu/ft².F.jam.

Ud dipilih = 135 btu/ft².F.jam

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 39,91 \text{ ft}^2$$

karena nilai A < 200 ft², maka digunakan jenis *double pipe* (Kern,103)

Ud Koreksi= 131,25

$$A = 41,0294$$

Ud A(ft²)

75,00 69,84

131,32 41,03

150,00 34,92

Spesifikasi pipa

Dipilih diameter pipa annulus dan *inner pipe* (Tabel 11 dan Tabel 6.1, Kern)

Tabel C23.11 Spesifikasi Pipa Cooler (C-01)

Annulus D2:				Inner pipe D1:			
	in	m	ft		in	m	ft
IPS	3,00	0,08	0,25	IPS	2,00	0,05	0,17
OD	3,50	0,09	0,29	OD	2,38	0,06	0,20
ID	3,07	0,08	0,26	ID	2,07	0,05	0,17
				surface	0,62		

Luas penampang pipa = 41,91 ft²

Panjang pipa = 12 ft = 3,66 m

(Biasanya untuk *double pipe*, L = 12 ft, 15 ft, 20 ft)

Fluida Panas (Annulus, steam)

flow area

$$D_2 = \text{ID annulus} / 12 = 0,26 \text{ ft}$$

$$D_1 = \text{OD inner pipe} / 12 = 0,20 \text{ ft}$$

$$a_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 = 0,13 \text{ ft}$$

$$G_a = W / a_a = 301484,84 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta T_{\text{avg}} = 115,70 \text{ F}$$

$$\mu = 0,54 \text{ cp} = 1,31 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = D_e \times G_a / \mu$$

$$Re_a = 30112,09 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 91,44$$

Untuk pendingin *downtherm A*, berdasarkan Fig. 24 Kern, diperoleh :

$$JH = 102$$

$$c = 2721,55 \text{ J/kg.K}$$

$$k = 0,33 \text{ btu/hr.ft.F}$$

$$(c. \mu / k)^{1/3} = 1,65 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$h_o = JH. k/D (c. \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 348,62 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

Fluida dingin (*inner pipe*)

flow area

$$D = ID \text{ annulus} / 12 = 0,17 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi (D^2 / 4) = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$G_p = W / a_p = 351991,76 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta T_{avg} = 72,50 \text{ F}$$

$$\mu = 0,97 \text{ cp} = 2,34 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = D \times G_p / \mu$$

$$Re_p = 25938,91 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 69,67 \text{ ft}$$

Untuk pemanas steam, dari Fig. 24 kern diperoleh :

$$JH = 60$$

$$\Delta t_{avg} = 72,50 \text{ F}$$

$$c = 42000,71 \text{ J/kg.K}$$

$$k = 1,00 \text{ btu/hr.ft.F}$$

$$(c. \mu / k)^{1/3} = 1,11 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$h_i = JH. k/D (c. \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 659,24 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 572,54 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = h_{io} \cdot h_o / h_{io} + h_o = 216,68 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

Design overall coefficient (U_d)

$$1 / U_d = 1 / U_c + R_d$$

$$R_d = 0,003$$

$$1 / U_d = 0,01$$

$$U_d = 131,32$$

Required surface

$$A = Q / U_d \cdot \Delta T_{LMTD} = 41,03 \text{ ft}^2$$

Tabel 11 Kern, Untuk IPS *inner pipe* = 2 in, maka *surface outside* = 0,62 ft²/ft (eksternal *surface per foot length*).

$$\text{Required length} = A / \text{surface outside} = 65,96 \text{ lin ft} \sim 66 \text{ lin ft}$$

$$\text{Surface actual} = \text{Required length} \times \text{Surface outside} = 41,05 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ Koreksi} = Q / A \cdot \Delta T_{LMTD} = 131,25 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\text{Dirt Factor (R}_d) = U_c - U_d / U_c \times U_d = 0,003$$

Menentukan *pressure drop*

Annulus

$$De' = (D_2 - D_1) = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re'_a = De' \cdot Ga / \mu = 13154,69$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

$$\rho = 1029,73 \times 0,06 = 66,11 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De'} \qquad \Delta Pa = \frac{\Delta Fa \times \rho}{144}$$
$$= 0,15 \text{ ft} \qquad = 0,07 \text{ psi}$$

Inner pipe

$$Re'_p = De' \cdot Ga / \mu = 25938,91$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

$$\rho = 816,01 \times 0,06 = 52,87 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fp = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \qquad \Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$
$$= 0,11 \text{ ft} \qquad = 0,04 \text{ psi}$$

Sehingga, ΔP total = $\Delta Pa + \Delta Pp = 0,11$ psi. *pressure drop* yang diizinkan adalah <10 psi.

C24. Cooler (C-02)



Fungsi : Menurunkan suhu keluaran dari Menara Destilasi (MD-01) yang akan menuju Tangki penyimpanan Metanol (T-01)

$$Tin = 338,15 \text{ K}$$

$$Tout = 303,15 \text{ K}$$

Tabel C24.1 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Massa Kg/jam	Fraksi	BM	Kmol	Fraksi
CH ₃ OH	2222,85	0,999	32	69,46	0,999
H ₂ O	1,25	0,001	18	0,07	0,001
Total	2224,10	1,00		69,53	1,00

Tabel C24.2 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CH ₃ OH	49479,89	27835,27
H ₂ O	133,96	26,20
Sub-Total	49613,84	27861,47
Pendingin		21752,38
Total	49613,84	49613,84

Beban pendingin = 21752,38 kJ/jam = 20621,25 btu/jam

Menghitung kebutuhan air

Digunakan air sebagai air pendingin dengan Cp air sebesar 4,18 kJ/kg.K

Kebutuhan air = $Q / C_p \text{ air } (t_2 - t_1)$ = 346,60 kg/jam

Kondisi Operasi

Fluida panas

T_{in} = 338,5 K T_{out} = 303,15 K

Massa in = 2224,10 kg/jam = 4903,2152 lb/jam

Fluida dingin

T_{in} = 288,15 K T_{out} = 303,15 K

Kebutuhan air = 346,60 kg/jam = 764,11 lb/jam

Beban pendingin (Q) = 21752,38 kJ/jam = 20621,25 btu/jam

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas		Fluida dingin		Dt
°F		°F		
149	T ₁ - t ₂	86		63
86	T ₂ - t ₁	59		27

R = $T_1 - T_2 / t_2 - t_1$ = 2,33

$$S = t_2 - t_1 / T_1 - t_1 = 0,3$$

$$F_t = 0,92 \text{ (Fig.18 Kern)}$$

$$Dt \text{ LMTD} = \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) = 42,49 \text{ }^\circ\text{F} = 5,83 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{avg}} = T_1 + T_2 / 2 = 117,5 \text{ }^\circ\text{F} = 47,50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{avg}} = t_1 + t_2 / 2 = 72,5 \text{ }^\circ\text{F} = 22,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menghitung densitas

$$\text{Densitas} = A \times B - (1 - T/T_c)^n$$

Tabel C24.3 Densitas Komponen

Komponen	A	B	n	Tc
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13

Fluida panas

$$T = 320,65 \text{ K}$$

Tabel C24.4 Densitas Fluida Panas Cooler (C-02)

Komponen	Fraksi massa	ρ , kg/m ³	x/ρ , kg/m ³
CH ₃ OH	0,999	767,19	0,001
H ₂ O	0,001	1006,64	0,000001
Total	1,00		766,29

$$\rho \text{ fluida panas} = 766,29 \text{ kg/m}^3$$

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K} \quad \rho \text{ fluida dingin} = 1029,73 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad \mu = \text{cp}$$

Tabel C24.5 Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	-9,06	1254,2	0,02	0,000024
H ₂ O	-10,22	1792,5	0,02	0,000013

Fluida panas

$$T = 320,65 \text{ K}$$

Tabel C24.6 Viskositas Fluida Panas Cooler (C-02)

Komponen	Fraksi mol	μ , cP	$\mu \cdot x$
CH ₃ OH	0,999	0,41	0,41
H ₂ O	0,001	0,58	0,001
Total	1,00		0,41

Viskositas < 0,5 maka termasuk *light organic*

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K} \quad \text{Viskositas} = 0,97 \text{ cP}$$

Menghitung *specific heat*

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol.K)}$$

Tabel C24.7 Spesific Heat Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,15	0,31	-0,001	0,0000015
H ₂ O	92,05	-0,04	-0,0002	0,0000005

Fluida panas

$$T \text{ referensi} = 298,15 \text{ K} \quad T = 320,65 \text{ K}$$

Tabel C24.8 Spesific Heat Fluida Panas Cooler (C-02)

Komponen	Fraksi mol	Cp, J/mol.K	Cp, J/kg.K	Cp.x
CH ₃ OH	0,999	82,02	2563,11	2560,55
H ₂ O	0,001	75,17	4176,25	4,17
Total	1,00			2564,72

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K} \quad C_p = 4200,71 \text{ J/kg.K}$$

Menghitung konduktivitas termal

$$\log 10 k_{liq} = A + B (1 - T/C)^{2/7}$$

$$K = A + BT + CT^2 \text{ (liquid and solid inorganic)}$$

$$K = W / (\text{m.K})$$

Tabel C24.9 Konduktivitas Termal Komponen

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	-1,18	0,62	512,58
H ₂ O	-0,28	-0,04	-0,00001

Fluida panas

$$T = 320,65 \text{ K}$$

Tabel C24.10 Konduktivitas Termal Fluida Panas Cooler (C-02)

Komponen	Fraksi mol	K (W/m.K)	K (btu/hr.ft.F)	k.x
CH ₃ OH	0,999	0,19	0,11	0,11
H ₂ O	0,001	3,06	1,77	0,002
Total	1,00			0,11

Fluida dingin

$$T = 295,65 \text{ K}$$

$$K = 1,70 \text{ btu/hr.ft.F}$$

Menentukan jenis cooler

Untuk cooler fluida dingin air dan fluida panas *light organic*, berdasarkan Tabel 8.

Kern, UD = 75 – 150 btu/ft².F.jam.

Ud dipilih = 90 btu/ft².F.jam

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 5,39 \text{ ft}^2$$

karena nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan jenis *double pipe* (Kern,103)

Ud Koreksi= 86,70

A = 5,48

Ud	A(ft2)
75,00	6,47
88,56	5,48
150,00	3,24

Spesifikasi pipa

Dipilih diameter pipa annulus dan *inner pipe* (Tabel 11 dan Tabel 6.1, Kern)

Tabel C24.11 Spesifikasi Pipa Cooler (C-02)

	Annulus D2:			Inner pipe D1:			
	in	m	ft	in	m	ft	
IPS	3,00	0,08	0,25	IPS	2,00	0,05	0,17
OD	3,50	0,09	0,29	OD	2,38	0,06	0,20
ID	3,07	0,08	0,26	ID	2,07	0,05	0,17
				surface	0,62		

Luas penampang pipa = 5,39 ft²

Panjang pipa = 12 ft = 3,66 m

(Biasanya untuk *double pipe*, L = 12 ft, 15 ft, 20 ft)

Fluida Panas (Annulus, steam)

flow area

D₂ = ID annulus / 12 = 0,26 ft

D₁ = OD inner pipe / 12 = 0,20 ft

$$\begin{aligned}
 a_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 &= 0,02 \text{ ft}^2 \\
 D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 &= 0,13 \text{ ft} \\
 G_a &= W / a_a &= 239965,19 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \Delta T_{\text{avg}} &= 117,50 \text{ F} \\
 \mu &= 0,41 \text{ cp} &= 1,00 \text{ lb/ft.jam} \\
 \text{Bilangan Reynold} &= D_e \times G_a / \mu &= 31386,25 (>2100, \text{ turbulen}) \\
 L/D &= 91,44
 \end{aligned}$$

Untuk pendingin *downtherm A*, berdasarkan Fig. 24 Kern, diperoleh :

$$\begin{aligned}
 JH &= 95 \\
 c &= 2564,72 \text{ J/kg.K} \\
 k &= 0,61 \text{ btu/hr.ft.F} \\
 (c \cdot \mu / k)^{1/3} &= 1,75 \text{ btu/jam.ft.F} \\
 h_o &= JH \cdot k/D (c \cdot \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 144,66 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

Fluida dingin (*inner pipe*)

flow area

$$\begin{aligned}
 D &= \text{ID annulus} / 12 &= 0,17 \text{ ft} \\
 a_p &= \pi (D^2 / 4) &= 0,02 \text{ ft}^2 \\
 G_p &= W / a_p &= 32807,22 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 \Delta T_{\text{avg}} &= 72,50 \text{ F} \\
 \mu &= 0,9659 \text{ cp} &= 2,34 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = D \times G_p / \mu$$

$$\text{Re}_p = 2417,62 (>2100, \text{ turbulen})$$

$$L/D = 69,67 \text{ ft}$$

Untuk pemanas steam, dari Fig. 24 kern diperoleh :

$$JH = 76$$

$$\Delta t_{avg} = 72,50 \text{ F}$$

$$c = 42000,71 \text{ J/kg.K}$$

$$k = 1,70 \text{ btu/hr.ft.F}$$

$$(c \cdot \mu / k)^{1/3} = 1,11 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$h_i = JH \cdot k/D (c \cdot \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} = 835,04 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD = 725,22 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = h_{io} \cdot h_o / h_{io} + h_o = 120,60 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Design overall coefficient (U_d)

$$1 / U_d = 1 / U_c + R_d$$

$$R_d = 0,003$$

$$1 / U_d = 0,011$$

$$U_d = 88,20$$

Required surface

$$A = Q / U_d \cdot \Delta T_{LMTD} = 5,48 \text{ ft}^2$$

Tabel 11 Kern, Untuk IPS *inner pipe* = 2 in, maka *surface outside* = 0,62 ft²/ft

(*eksternal surface per foot length*).

$$\text{Required length} = A / \text{surface outside} = 8,8107 \text{ lin ft} \sim 9 \text{ lin ft}$$

$$\text{Surface actual} = \text{Required length} \times \text{Surface outside} = 5,60 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ Koreksi} = Q / A \cdot \Delta T_{LMTD} = 86,70 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\text{Dirt Factor (R}_d) = U_c - U_d / U_c \times U_d = 0,003$$

Menentukan *pressure drop*

Annulus

$$De' = (D_2 - D_1) = 0,06 \text{ ft}$$

$$Re'_a = De' \cdot Ga / \mu = 13711,32$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

$$\rho = 1029,73 \times 0,06 = 66,11 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De'} \quad \Delta Pa = \frac{\Delta Fa \times \rho}{144}$$
$$= 0,09 \text{ ft} \quad = 0,04 \text{ psi}$$

Inner pipe

$$Re'_p = De' \cdot Ga / \mu = 2417,62$$

$$f = 0,004 + 0,26 / (Re)^{0,42} = 0,01$$

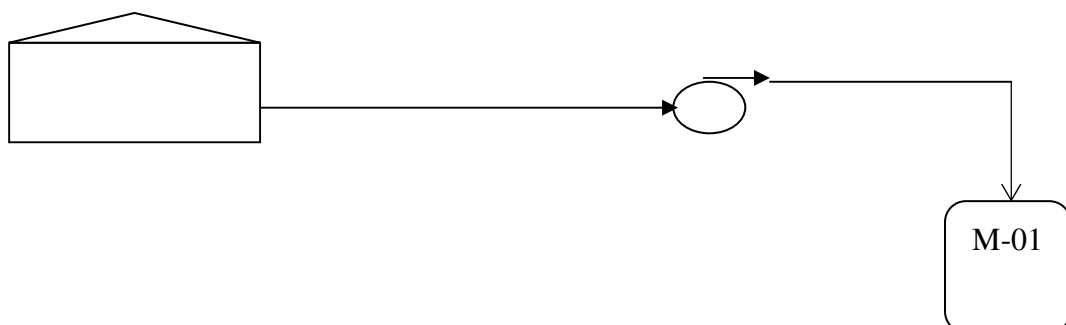
$$\rho = 766,22 \times 0,06 = 49,19 \text{ lb/ft}^3$$

$$g = 4,18 \times 10^8$$

$$\Delta Fp = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad \Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$
$$= 0,002 \text{ ft} \quad = 0,001 \text{ psi}$$

Sehingga, ΔP total = $\Delta Pa + \Delta Pp = 0,04$ psi. *pressure drop* yang diizinkan adalah <10 psi.

C25. Pompa (P-01)



Fungsi : Mengalirkan larutan Metanol dari tangki penyimpanan ke Mixer 1 sebanyak 2289,23 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 2.747,07 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 2,75 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 0,76 kg/s

Dopt = 19,71 mm = 0,78 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 1 in

ID = 1,05 in = 0,09 ft

OD = 1,32 in = 0,1100 ft

at = 0,86 in² = 0,01 ft²

sch = 40

Kecepatan aliran (V) = Q / at = 4,49 ft/s

Bilangan Reynold = $\rho \cdot v \cdot ID / \mu$ = 72.948,66

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$\epsilon = 0,0002$, $\epsilon/D = 0,002$ dan $f = 0,02$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

Panjang pipa lurus = 10 m = 32,81 ft

standar *elbow* = 2 buah = 13 ft

Gate valve = 1 buah = 1,88 ft

Panjang pipa total = 47,68 ft

tetapan *gc* = 32,17 ft/s²

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

P1 = 1 atm = 2116,22 lb/ft²

z1 = 0,6 m = 1,97 ft

Kondisi titik 2:

P2 = 1 atm = 2116,22 lb/ft²

z2 = 5,5 m = 18,00 ft

v1 = v2

static head (Δz) = z2 - z1 = 16,03 ft

velocity head = $\Delta v^2 / 2 \cdot gc$ = 0,31 ft

pressure head = $\Delta P / \rho$ = 0 ft

fraksi head (ΣF) = $f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID$ = 3,08 ft

head pompa (H) = (-Ws) = 19,42 ft

Penentuan daya pompa

Efisiensi pompa (η) = 10% (Peter, fig. 14-37)

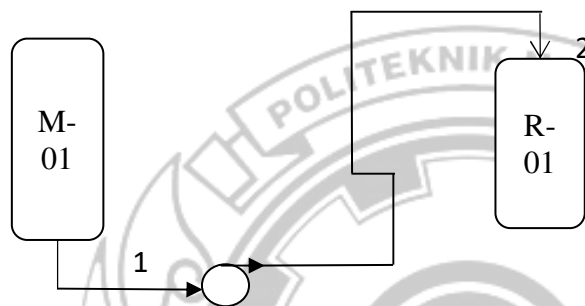
BHP = $\rho \cdot Q \cdot H / \eta$ = 326,75 lb/ft.s = 0,60 Hp

Efisiensi motor (η_M) = 50% (Peter, fig. 14-38)

Power motor = BHP / η_m = 1,19 Hp

Digunakan motor standar dengan tenaga 1,5 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. *specific head* (N_s) = $n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 563,81$ rpm.

C26. Pompa (P-02)



Fungsi : Mengalirkan larutan hasil reaksi dari Mixer 01 ke Reaktor 01 sebanyak 2577,84 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 3.093,40 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,09 m³/jam

Pemilihan pipa

$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 0,86 kg/s

$D_{opt} = 20,9874$ mm = 0,83 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 5,06 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 81.440,76$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,002 \text{ dan } f = 0,02$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 2 \text{ buah} = 8 \text{ ft}$$

$$\textit{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,30 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan } g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 3,9 \text{ m} = 12,69 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\begin{aligned}
 \text{static head } (\Delta z) &= z_2 - z_1 = 10,72 \text{ ft} \\
 \text{velocity head} &= \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,40 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} &= \Delta P / \rho = 0 \text{ ft} \\
 \text{fraksi head } (\Sigma F) &= f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 2,09 \text{ ft} \\
 \text{head pompa (H)} &= (-W_s) = 13,20 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

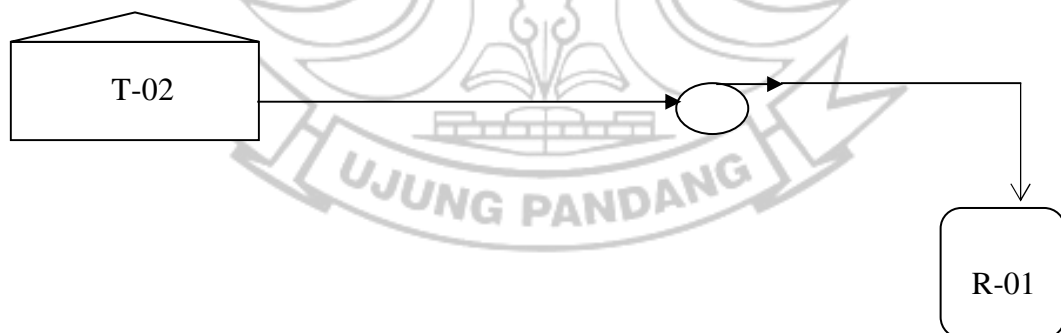
$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 250,12 \text{ lb/ft.s} = 0,45 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 40\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 1,14 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 1,5 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 799,18 \text{ rpm}$.

C27. Pompa (P-03)



Fungsi : Mengalirkan larutan asam sulfat dari tangki penyimpanan ke Reaktor 1 sebanyak 81,35 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 97,62 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 0,10 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = 293 x G^{0,53} x ρ^{0,37}

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 0,76 kg/s

Dopt = 3,36 mm = 0,13 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 1/4 in

ID = 0,36 in = 0,03 ft

OD = 0,54 in = 0,05 ft

at = 0,10 in² = 0,001 ft²

sch = 40

Kecepatan aliran (V) = Q / at = 1,33 ft/s

Bilangan Reynold = ρ.v.ID / μ = 7.473,32

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

ε = 0,0002 , ε/D = 0,006 dan f = 0,03

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

Panjang pipa lurus = 10 m = 32,81 ft

standar *elbow* = 1 buah = 4 ft

Gate valve = 1 buah = 0,9 ft

Panjang pipa total = 37,71 ft

$$\text{tetapan } g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 3,05 \text{ m} = 10 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z_2 - z_1 = 8,03 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,03 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 1,09 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa } (H) = (-W_s) = 9,14 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 5,47 \text{ lb/ft.s} = 0,01 \text{ Hp}$$

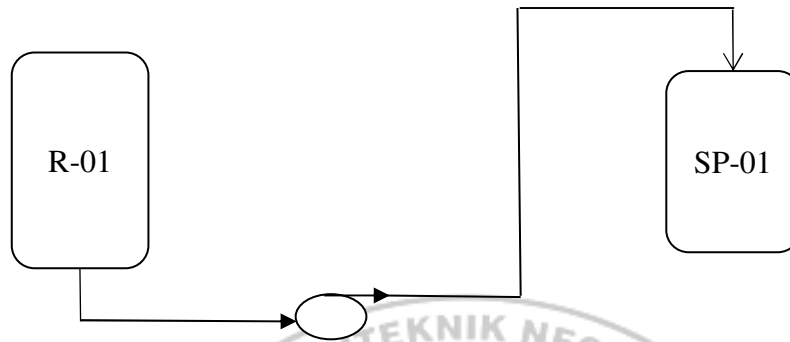
$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 40\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,02 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,05 Hp dan kecepatan putar motor (n)

sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 187,00 \text{ rpm}$.

C28. Pompa (P-04)



Fungsi : Mengalirkan larutan hasil reaksi dari Reaktor 01 ke Separator 01 sebanyak 2794,29 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 3.353,15 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,35 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 0,93 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 19,71 \text{ mm} = 0,86 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 5,48 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot ID / \mu = 89.043,06$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,002 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\textit{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 29,30 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan } g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 3,2 \text{ m} = 10,50 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\textit{static head} (\Delta z) = z_2 - z_1 = 8,53 \text{ ft}$$

$$\textit{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,47 \text{ ft}$$

$$\textit{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g \cdot c \cdot ID = 1,88 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 10,87 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

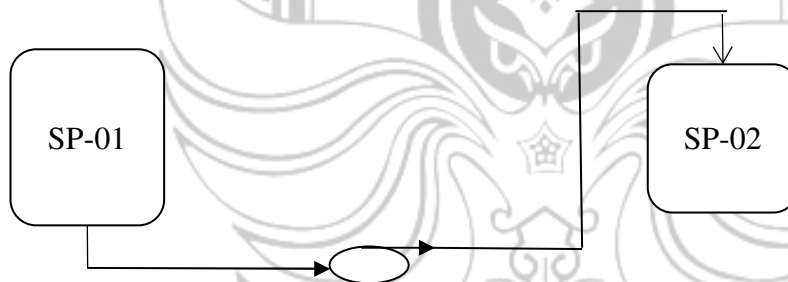
$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 223,29 \text{ lb/ft.s} = 0,41 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 40\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 1,02 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 1,5 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 962,44 \text{ rpm}$.

C37. Pompa (P-05)



Fungsi : Mengalirkan larutan hasil reaksi dari Mixer 01 ke Reaktor 01 sebanyak 353,90 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 424,67 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 0,42 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\% / 3600} = 0,12 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 7,33 \text{ mm} = 0,29 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 0,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,49 \text{ in} = 0,04 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 0,68 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,19 \text{ in}^2 = 0,001 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 3,12 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 23.849,97$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,004 \text{ dan } f = 0,02$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 2 \text{ m} = 18,04 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 30,94 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 3,1 \text{ m} = 10,26 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 8,30 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,15 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 2,74 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa } (H) = (-Ws) = 11,19 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 29,09 \text{ lb/ft.s} = 0,05 \text{ Hp}$$

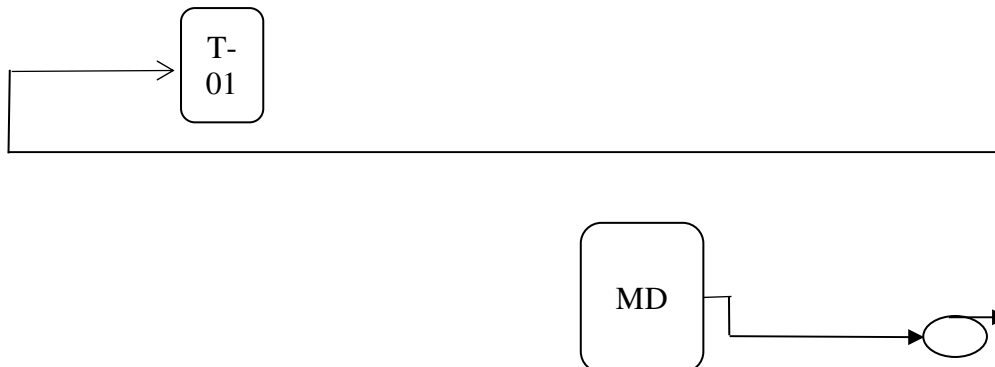
$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 60\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,13 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,17 Hp dan kecepatan putar motor (n)

$$\text{sebesar } 1500 \text{ rpm. } \text{specific head } (Ns) = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 335,29 \text{ rpm.}$$

C38. Pompa (P-06)



Fungsi : Mengalirkan metanol *recycle* dari Menaras Destilasi 01 ke Tangki

Penyimpanan 01 sebanyak 2224,10 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 2.668,92 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 2,67 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 0,74 kg/s

Dopt = 19,41 mm = 0,76 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 1 in

ID = 1,05 in = 0,09 ft

OD = 1,32 in = 0,11 ft

at = 0,86 in² = 0,01 ft²

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / at = 4,36 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot ID / \mu = 70.873,33$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,002 \text{ dan } f = 0,02$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10 \text{ m} = 18,04 \text{ ft}$$

$$\text{standar elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 30,94 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 13 \text{ m} = 22,65 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 40,68 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,30 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,05 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 41,03 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

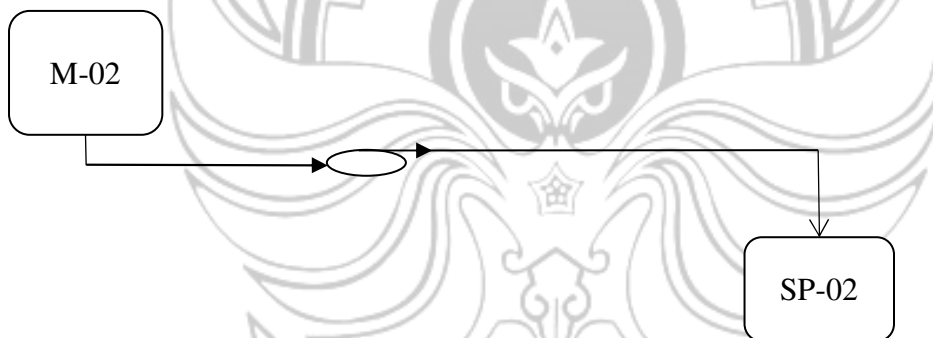
$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 670,64 \text{ lb/ft.s} = 1,22 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 1,43 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 1,5 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head (Ns)} = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 317,15 \text{ rpm.}$

C39. Pompa (P-07)



Fungsi : Mengalirkan larutan dari Mixer-02 ke Separator-02 sebanyak 2,76 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 3,31 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 0,0033 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 0,001 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 0,56 \text{ mm} = 0,02 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,27 \text{ in} = 0,02 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 0,41 \text{ in} = 0,03 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,06 \text{ in}^2 = 0,0004 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 0,08 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 336,10$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,007 \text{ dan } f = 0,09$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 2 \text{ buah} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,30 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 0,9 \text{ m} = 2,95 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z_2 - z_1 = 0,98 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,0001 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 0,01 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 0,99 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

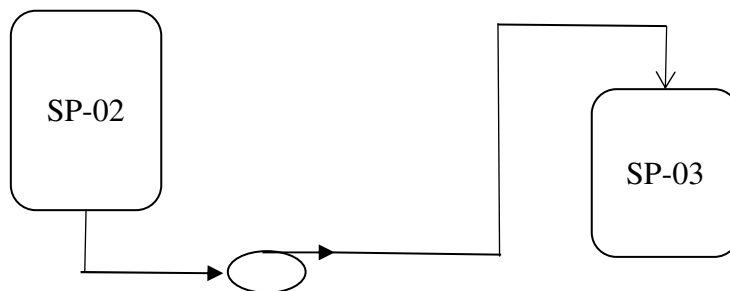
$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 0,02 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 0,00004 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 60\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,0001 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,05 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 181,98 \text{ rpm}$.

C40. Pompa (P-08)



Fungsi : Mengalirkan produk dari separator 02 ke separator 03 sebanyak 351,83 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 422,19 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 0,42 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 0,12 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 7,3038 \text{ mm} = 0,29 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 0,28 \text{ in} \quad \text{sch} = 40$$

$$\text{ID} = 0,49 \text{ in} = 0,04 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 0,68 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,19 \text{ in}^2 = 0,001 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 3,11 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 23.710,54$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,004 \text{ dan } f = 0,02$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Gate valve} &= 1 \text{ buah} &= 0,9 \text{ ft} \\
 \text{Panjang pipa total} & &= 26,02 \text{ ft} \\
 \text{tetapan gc} &= 32,17 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$\begin{aligned}
 P1 &= 1 \text{ atm} &= 2116,22 \text{ lb/ft}^2 \\
 z1 &= 0,6 \text{ m} &= 1,97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kondisi titik 2:

$$\begin{aligned}
 P2 &= 1 \text{ atm} &= 2116,22 \text{ lb/ft}^2 \\
 z2 &= 1,1 \text{ m} &= 3,61 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 1,64 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,15 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 2,28 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 4,07 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 10\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

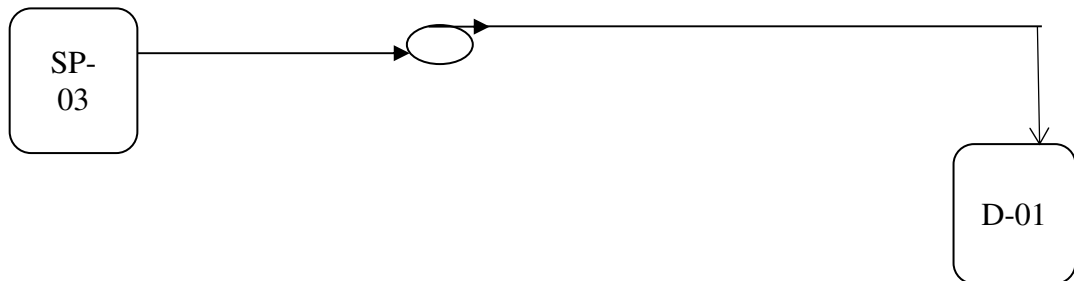
$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 670,64 \text{ lb/ft.s} = 0,02 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 40\% \text{ (Peter, fig. 14-38)}$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,05 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,05 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 713,97 \text{ rpm}$.

C41. Pompa (P-09)



Fungsi : Mengalirkan larutan dari separator 03 ke decanter 01 sebanyak 378,25 kg/jam

Jenis : *Centrifugal pump*

Massa + 20% : 453,90 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 0,4539 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 0,13 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 7,5896 \text{ mm} = 0,30 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$NPS = 0,38 \text{ in}$$

$$ID = 0,49 \text{ in} = 0,04 \text{ ft}$$

$$OD = 0,68 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,19 \text{ in}^2 = 0,001 \text{ ft}^2$$

$$sch = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / at = 3,34 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot ID / \mu = 25.491,46$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,004 \text{ dan } f = 0,02$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 26,02 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 0,6 \text{ m} = 1,97 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 2,4 \text{ m} = 7,87 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 6,23 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 2,63 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-Ws) = 9,04 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

Efisiensi pompa (η) = 10% (Peter, fig. 14-37)

BHP = $\rho \cdot Q \cdot H / \eta = 25,13 \text{ lb/ft.s} = 0,05 \text{ Hp}$

Efisiensi motor (η_M) = 40% (Peter, fig. 14-38)

Power motor = $BHP / \eta_m = 0,11 \text{ Hp}$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,13 Hp dan kecepatan putar motor (n)

sebesar 1500 rpm. $specific\ head\ (Ns) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 406,75 \text{ rpm.}$



LAMPIRAN D
PERHITUNGAN UTILITAS

Air yang digunakan meliputi air proses, air *steam* dan air kebutuhan kantor,
rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

No	Jenis Kebutuhan		Jumlah (kg/jam)	Total (kg/hari)	Keterangan
1.	Air untuk Sanitasi dan Keperluan Umum				
	a.	Perkantoran (100 L/orang/hari)	17,36	416,67	Dirancang untuk 100 orang
	b.	Perumahan (600 L/kk/hari)	625	15000	Dirancang untuk 30 kk
	c.	Pertamanan, kantin dan mushola (25% perumahan)	156,25	3750	
	d.	bengkel	12,50	300	
	e.	poliklinik	8,33	200	
	f.	laboratorium	20,83	500	
	Total		840,28	20.166,67	
2.	Air untuk Pemadaman Kebakaran				
	Total		41,67	1000	
3.	Air untuk Pembangkit <i>Steam</i>				
	a.	HE-01	95,83	2.299,86	
	b.	HE-02	103,35	2.480,34	
	d.	Jaket-01	121,49	2.915,64	
	e.	Reboiler	2.004,10	48.098,51	
	Total		2.324,76		
4.	<i>Make Up</i>		464,95		

		<i>Blowdown</i>	464,95		
		Total	929,91		
5.	Air untuk Proses				
	a.	C-01	3.718,66	89.247,92	
	b.	C-02	346,60	8.318,31	
	c.	R-01	44,61	1.070,71	
	d.	SP-03	3,10	74,47	
	e.	Condensor 01	1.357,15	32.571,60	
		Total	5.733,37	137.600,95	
Total kebutuhan air :			9.869,99		kg/jam

1. *Screener*

Fungsi : Menyaring kotoran yang ada pada sungai sebelum masuk ke tangki.

Jumlah yang disaring : 9.869,99 kg/jam

Debit (Q) : 0,003 m³/s

Kecepatan air dipilih : 1 m/s

Luas : 0,003 m²

2. **Bak Sedimentasi**

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari sungai.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Asumsi : Keketuhan *rawa water* 850 ppm

Menentukan Kapasitas

Jumlah yang harus diolah sebesar 9.869,99 kg/jam

$$\text{Suspended solid (W)} = (850/10^6) \times W = 8,39 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas (Q)} = 1,2 \times (W + W_s) / \rho = 11,85 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan Dimensi

Waktu tinggal air dalam tangki bak agar diperoleh %removal turbidity yang optimum yaitu sekitar 4 – 24 jam. Dipilih waktu tinggal yaitu 5 jam. Sehingga,

$$\text{Volume bak (V)} = Q \times t = 59,27 \text{ m}^3$$

Dimensi bak dirancang sebagai berikut :

$$V = P \times L \times T = 4T \times 2T \times T = 8T^3$$

$$T = (V/8)^{1/3} = 1,95 \text{ m}$$

$$P = 4 \times T = 7,80 \text{ m}$$

$$L = 2 \times T = 3,8989 \text{ m}$$

Untuk waktu tinggal 5 jam, %suspended solid yang terendapkan sekitar 45% dari kebutuhan awal. Sehingga kekeruhan raw water setelah diendapkan menjadi 383 ppm.

3. Bak Koagulasi dan Flokulasi

Fungsi : Mencampurkan air dengan Alum 5% dan Ca(OH)_2 5%

Alat : Tangki silinder berpengaduk

Jumlah air yang harus diolah sebesar 9.869,9877 kg/jam dengan *Suspended solid*

$$(W_s) = (425/10^6) \times W = 7,11 \text{ kg/jam.}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,5 \text{ cP}$$

$$\text{Kapasitas (Q)} = 1,2 \times (W + W_s) / \rho = 9,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan Alum 5%

Kekeruhan *raw water* = 400 ppm

Dosis alum untuk koagulasi yang baik sekitar 2,8 *grain* alum/gal *raw water*

$$\begin{aligned}\text{Jumlah alum (Wt)} &= 2,8 \times Q \times (1 \text{ lb}/7000 \text{ grain}) \times (1 \text{ kg}/2,2046 \text{ lb}) \\ &= 0,47 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Jumlah air sebagai pelarut (Wp)} = (100/5) \times Wt = 9,47 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Alum 5\% (Wtp)} &= Wt + Wp = 9,94 \text{ kg/jam} \\ &= 3.748,34 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Kebutuhan Ca(OH)₂ 5%

Asumsi Jumlah Ca(OH)₂ yang dibutuhkan = Jumlah Alum

$$\text{Jumlah alum (Wc)} = Wt = 0,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air sebagai pelarut (Wp)} = (100/5) \times Wc = 9,47 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Alum 5\% (Wtp)} &= Wt + Wp = 9,94 \text{ kg/jam} \\ &= 3.748,34 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total laju alir massa (Wtotal)} &= W + Ws + Wp + Wcp \\ &= 9.894,06 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Debit total (Qtotal)} = Wtotal / \text{densitas} = 9,89 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan dimensi alat

Waktu tinggal yang dipilih selama 1 jam dengan *overdesign* 20%.

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times Q \text{ total} \times t = 11,87 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter tangki (D)} = (4V/\text{phi})^{1/3} = 2,47 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (T)} = 2 \times D = 4,95 \text{ m}$$

Menghitung jumlah impeller

WELH (*Water Equivalen Liquid High*) = h cairan x sg

$$Sg \text{ (air)} = 1$$

$$z_t \text{ (h cairan)} = 2,89 \text{ m}$$

$$WELH = 2,89$$

$$D \text{ tangki} = 0,82 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ Impeller} = WELH / D = 3,5 \text{ digunakan 1 buah.}$$

Menghitung pengaduk

Jenis : *Turbin with six flate blade*

$$D_i : D / 3 = 0,82 \text{ m} = 2,70 \text{ ft}$$

$$Z_t : 3,5 \times D_i = 2,89 \text{ m} = 9,47 \text{ ft}$$

$$Z_i = D_i = 0,82 \text{ m} = 2,70 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar blade} = 0,2 \times D_i = 0,16 \text{ m} = 0,54 \text{ ft}$$

$$w : 0,17 \times D_i = 0,14 \text{ m} = 0,46 \text{ ft}$$

$$\text{Spesific gravity of water} = 1$$

$$Z_I : Q / (3,14/4) \times D^2 = 2,06 \text{ m}$$

$$WELH: z_g \times Z_I = 2,06$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH / D \text{ tangki} = 0,83 \sim 1 \text{ buah}$$

$$\text{Kecepatan pengaduk} = 10 \text{ rpm}$$

$$\text{Bilangan reynold (Re)} = Da^2 \times N \times \rho / \mu = 226.513,42$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2 \text{ (Brown, 132)}$$

$$P = \frac{\Phi}{n^3 D_i^5 \rho} = 17,40 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor}^{g_c} = 0,72 \text{ (Fig.4.2 Ulrich)}$$

Power pompa = $0,006 \times D^2 = 0,04 \text{ Hp}$

Dipilih daya pompa standar NEMA sebesar 0,05 Hp.

4. Clarifier

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air
Tangki Kesadahan (TK)

Alat : Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk kerucut

Debit (Q) : $9,89 \text{ m}^3/\text{jam}$

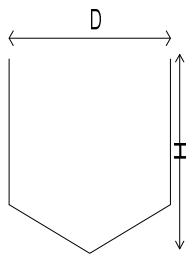
Densitas (ρ) : 1.000 kg/m^3 Viskositas : $0,82 \text{ cP}$

Waktu tinggal air di dalam *clarifier* umumnya antara 2 – 8 jam, dan dipilih waktu tinggal selama 5 jam dengan *overdesign* 20%.

Volume (V) : $1,1 \times Q \times t = 4,95 \text{ m}^3$

Dibuat *clarifier* dengan perbandingan D/L =1.

Menentukan Dimensi Alat



$V_t = (\phi \times D^3 \times H) / 4$

$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = 1,85 \text{ m}$

$H = 3,69 \text{ m}$

Tinggi kerucut (h) = $1/3 \times$ Tinggi tangki = $1,23 \text{ m}$

Tinggi Bak *Clarifier* = Tinggi tangki + Tinggi Kerucut = $4,93 \text{ m}$

Sehingga diperoleh;

Tinggi (H) = $4,93 \text{ m}$ Diameter (D) = $1,85 \text{ m}$

Volume (V) = $4,93 \text{ m}^3$

5. *Sand Filter*

Fungsi : Menyaring partake-partikel yang masih terdapat dalam air.

Alat : Tangki silinder tegak berisi tumpukan pasir dan kerikil.

Jumlah air yang harus diolah sebesar 9.869,99 kg/jam dengan *overdesign* 20%.

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas } (Q) = 1,2 \times W / \rho = 11,84 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Filter diregenerasi (*Back Washing*) setiap 24 jam sekali, dimana jika 1 buah kolom regenerasi, maka otomatis yang satu lagi berperasi. Kecepatan filtrasi yang umum adalah 2 gal/min.ft² dan maksimumnya 3 gal/min.ft² (Powell,ST.).

Tinggi tumpukan pasir 18-30 in, dan waktu tinggal dirancang 20 -60 menit.

$$\text{Kecepatan Filtrasi } (f) = 3 \text{ gal/min.ft}^2 = 4,89 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$$

$$\text{Tinggi tumpukan pasir} = 20 \text{ in} = 0,51 \text{ m}$$

$$\text{Waktu tinggal } (t) = 60 \text{ menit} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Luas tampang kolom } (A) = Q / Uf = 2,42 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter } (D) = (4A / \text{phi})^{0,5} = 1,76 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tumpukan pasir total} = Uf \times t = 4,89 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi } (H) = 2 \times D = 3,51 \text{ m}$$

6. *Filtered Water Tank*

Fungsi : Menampung sementara air dari *sand filter*

Alat : Bak Persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air yang harus diolah sebesar 9.869,99 kg/jam dengan *overdesign* 20%.

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas } (Q) = 1,2 \times W / \rho = 11,84 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal (t)} = 30 \text{ menit} = 0,5 \text{ jam}$$

$$\text{Volume Bak (V)} = Q \times t = 5,92 \text{ m}^3$$

Dimensi bak dirancang sebagai berikut :

$$V = P \times L \times T = 2T \times T \times T = 2T^3$$

$$T = (V/2)^{1/3} = 1,44 \text{ m}$$

$$L = 1 \times T = 1,44 \text{ m}$$

$$P = 2 \times T = 2,87 \text{ m}$$

7. Tangki Air Sanitasi

Fungsi : Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Alat : Tangki silinder berpengaduk

Menghitung Dimensi

Jumlah air untuk kebutuhan umum (W) sebesar 840 kg/jam.

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,82 \text{ cP}$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$\text{Debit (Q)} = 1,2 \times W / \rho = 1,01 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal (t)} = 1.440 \text{ menit} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Volume Bak (V)} = Q \times t = 24,20 \text{ m}^3$$

Dirancang H=D, maka diperoleh:

$$V = \pi / 4 \times D^2 \times H$$

$$\text{Diameter (D)} = (4V/\pi)^{1/3} = 3,14 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (T)} = D \times 2 = 6,27 \text{ m}$$

Menghitung Kebutuhan Kaporit

Digunakan kaporit dengan kadar klor aktif 75% dan air ditambahkan sampai pada kadar 7,5 ppm, Sehingga diperoleh kebutuhan kaporit sebagai berikut;

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan kaporit (Wk)} &= (7,5/10^6) \times W &= 0,01 \text{ kg/jam} \\ &= 49,91 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Perancangan pengaduk

Jenis : *Turbine with six flate blade*

$$D_i : D / 3 = 1,05 \text{ m} = 3,43 \text{ ft}$$

$$Z_t : 3,5 \times D_i = 3,66 \text{ m} = 12,00 \text{ ft}$$

$$Z_i = D_i = 1,05 \text{ m} = 3,43 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar blade} = 0,2 \times D_i = 0,21 \text{ m} = 0,69 \text{ ft}$$

$$w : 0,17 \times D_i = 0,18 \text{ m} = 0,58 \text{ ft}$$

Kecepatan pengaduk = 5 rpm

$$\text{Bilangan reynold (Re)} = Da^2 \times N \times \rho / \mu$$

$$= 111330,20$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2 \text{ (Brown, 132)} \quad \Phi = 5$$

$$P = \frac{\Phi n^3 D_i^5 \rho}{g_c} = 2,66 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 0,72 \text{ (Fig.4.2 Ulrich)}$$

$$\text{Power pompa} = P / \text{efisiensi motor} = 3,80$$

Digunakan daya motor standar yaitu 5 Hp.

8. Kation Exchanger

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Alat : *Down flow cation exchanger*

Resin : *Natural greensand zeolite*

Jumlah air yang harus diolah sebesar 2324,76 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

Densitas (ρ) = 1000 kg/m³

Kapasitas (Q) = 1,2 x W / ρ = 2,79 m³/jam

Perancangan waktu siklus kation *exchanger*

Waktu operasi (t_o) = 11 jam

Waktu pencucian (t_w) = 0,5 jam

Waktu regenerasi (t_r) = 0,5 jam

Total waktu siklus (t_c) = 12 jam

Kisaran laju air melalui *bed* zeolite 3 – 4 gpm/ft² dan dipilih kecepatan air (u_l) sebesar 3 gpm/ft². Sehingga diperoleh;

Luas tampang kolom (A) = Q / u_l = 0,38 m²

Diameter (D) = $(4A/\pi)^{0,5}$ = 0,70 m

Volume Bak (V) = A x D = 0,50 m³

Setelah proses pelunakan awal BPA, kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm, dengan kapasitas *natural greensand zeolite* sebesar 2.800 *grain hardness*/ft³.

Kesadahan air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama operasi = $(70/10^6) \times W \times t_o$ = 1,79 kg

Volume *bed* zeolite (V) = Kesadahan air yang dihilangkan / Kapasitas Zeolit
= 9,87 ft³

Tinggi *bed* zeolite (Z) = V / A = 0,73 m

Tinggi cairan diatas *bed* = 0,25 m

Tinggi cairan dibawah *bed* = 0,25 m

Tinggi Kolom = 1,23 mm

Kebutuhan NaCl untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi = 0,5 lb/1.000 *grain hardness*

Jumlah NaCl = (Efisiensi regenerasi / 1.000) x Volume *bed* Zeolit

= 13,81 lb/waktu siklus = 6,27 kg/waktu siklus

= 2.067,53 kg/tahun

9. Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan anion dari air keluaran KEU

Alat : *Down flow anion exchanger*

Resin : *Weakly basic anion exchanger*

Jumlah air yang haru diolah sebesar 2.324,7644 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

Densitas (ρ) = 1.000 kg/m³

Kapasitas (Q) = 1,2 x W / ρ = 2,79 m³/jam

Perancangan waktu siklus anion *exchanger*

Waktu operasi (t_o) = 11 jam

Waktu pencucian (t_w)= 0,5 jam

Waktu regenerasi (t_r) = 0,5 jam

Total waktu siklus (t_c)= 12 jam

Karakteristik *strongly basic anion exchanger* (Tabel 6, Powell) Kapasitas 2000 –

5000 grain/ft³, kecepatan aliran air 5 – 10 gpm/ft². Sehingga diperoleh;

Luas tampang kolom (A) = Q / ul = 0,23 m²

$$\text{Diameter (D)} = (4A/\phi)^{0.5} = 0,54 \text{ m}$$

Setelah proses pelunakan awal BU-01, kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm, dengan kapasitas 4000 *grain hardness/ft³*.

$$\text{Total anion sebelum lewat AEU} = 70 \text{ ppm}$$

$$\text{Total anion setelah lewat AEU} = 0 \text{ ppm}$$

$$\text{Total anion yang dihilangkan selama operasi} = (70/10^6) \times W \times t_o = 1,79 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed zeolite (V)} &= \text{Kesadahan air yang dihilangkan} / \text{Kapasitas Zeolit} \\ &= 6,91 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi bed zeolite (Z)} = V / A = 0,86 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan diatas bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dibawah bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Kolom} = 1,36 \text{ m}$$

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi

$$\text{Efisiensi regenerasi} = 12 \text{ lb}/1.000 \text{ grain hardness}$$

$$\text{Jumlah NaCl} = (\text{Efisiensi regenerasi} / 1.000) \times \text{Volume bed Zeolit}$$

$$= 82,87 \text{ lb/waktu siklus} = 37,59 \text{ kg/waktu siklus}$$

$$= 12.405,15 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Volume} = (3,14/4) \times D^2 \times H = 0,31 \text{ m}^3$$

10. Deaerator

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air (O₂,CO₂,NH₃ dan H₂S)

Alat : Tangki silinder horizontal

Jumlah air yang haru diolah sebesar 2.324,76 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas (Q)} = 1,2 \times W / \rho = 2,79 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Residual oksigen} = 0,12 \text{ ml/l (Powel,1954)}$$

Tekanan absolut berdasarkan Fig.19 Powell, 1954 diperoleh 45 mmHg.

$$\text{kecepatan aliran (ul)} = 1 \text{ gpm/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal (t)} = 5 \text{ jam}$$

$$\text{Luas kolom (A)} = Q / \text{ul} = 1,14 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter (D)} = (4A/\text{phi})^{0,5} = 1,21 \text{ m}$$

$$\text{Volume packing} = Q \times t = 13,95 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi packing (Z)} = V / A = 12,22 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong diatas packing} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong dibawah packing} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Kolom Total} = 12,72 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = (3,14/4) \times D^2 \times H = 14,52 \text{ m}^3$$

11. *Boiled Feed Tank*

Tugas : Mencampurkan kondensat sirkulasi dalam *make up* air umpan boiler sebelum diumpankan sebagai umpan dalam boiler.

Alat : Tangki silinder tegak

a. Hidrazin (N_2H_2)

Fungsi : menghilangkan sisa gas yang terlarut agar tidak terjadi korosi

Kadar : 5 ppm

$$\text{Kebutuhan} = 929,91 \text{ kg/jam} = 7.364.853,62 \text{ kg/tahun}$$

b. NaH_2PO_4

Fungsi : mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12 -17 ppm

Kadar : 12 ppm

Kebutuhan = 929,91 kg/jam = 7.364.853,62 kg/tahun

Menghitung dimensi

Jumlah air yang haru diolah sebesar 3.254,67 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

Densitas (ρ) = 1.000 kg/m³

Kapasitas (Q) = 1,2 x W / ρ = 3,91 m³/jam

Waktu tinggal (t) = 24 jam

Volume tangki (V) = Q x T = 93,73 m³

Dirancang H = 2xD, sehingga,

Volume tangki (V) = (3,14/4) x D² x 2D

Diameter (D) = (4V/2x phi)^{1/3} = 3,91 m

Tinggi (H) = 2 x D = 7,82 m

12. Boiler

Fungsi : Membuat *steam* jenuh pada tekanan 68 psi (*steam table*, 150°C)

Alat : *Water tube boiler*

Jumlah air yang haru diolah sebesar 2.324,76 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

Densitas (ρ) = 1.000 kg/m³

Kapasitas (Q) = 1,2 x W / ρ = 2.789,72 kg/jam

Kondisi Operasi

Tekanan (P) = 68 x 0,0068 = 4,63 atm

Suhu air umpan boiler (T1) = 30°C = 86 F

Suhu *steam* jenuh (T2) = 150°C = 302 F

Suhu rata-rata (Tavg) = 90°C = 194 F

Sifat Fisis

$$\text{Cp air (CpL)} = 1 \text{ btu/lb.F}$$

$$\text{Panas laten air } (\lambda) = 908,6 \text{ btu/lb}$$

Beban panas boiler

Panas *sensible* air dari T1 sampai T2

$$Q_1 = m \times \text{CpL} \times (T_2 - T_1) = 1.328.686,55 \text{ btu/jam}$$

Panas laten pada T2

$$Q_v = m \times \lambda = 5.589.095,35 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Panas total } (Q_t) = Q_1 + Q_v = 6.917.781,90 \text{ btu/jam}$$

Bahan Bakar

Asumsi efisiensi pembakaran 0,79

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus diberikan} &= Q_t / \text{efisiensi pembakaran} \\ &= 8.756.685,95 \text{ btu/jam} = 9.238.829,07 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar

Digunakan bahan bakar *fuel oil number 6* (Tabel 3-4, Ulrich) dengan *high heating value* 42.500 kJ/kg.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \text{Panas yang harus diberikan} / \text{high heating value} \\ &= 217,38 \text{ kg/jam} = 1.878.199,60 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

13. Penyediaan Udara Tekan

Tugas : Menyediakan udara tekan untuk alat-alat control *pneumatic*

Alat : Kompresor sentrifugal

1 alat control membutuhkan 45 L/menit atau sama dengan 2,7 m³/jam dengan jumlah alat kontrol pada pabrik ini sebanyak 23 buah.

Kebutuhan udara kering pada STP (0°C, 1 atm) = 62 m³/jam dan *overdesign* 20%.

Udara masuk kompressor

$$T_1 = 303 \text{ K}$$

$$P_{\text{uap air}} = 0,07 \text{ atm}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = (40 + 14,7) / 14,7 = 3,72 \text{ atm (40 psig)}$$

Volume terkoreksi

$$V_w = V \left(\frac{T_1}{273} \right) \left(\frac{P_1}{P_1 - P_{\text{uap air}}} \right) = 74,11 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\% \text{uap air di udara} = 7\%$$

$$\text{BM udara rerata} = 0,07 \times 18,02 + 0,93 \times 28,8 = 28,05 \text{ g/gmol}$$

$$\text{Mol udara masuk} = 2,98 \text{ kgmol/jam}$$

Power yang dibutuhkan

$$w_s = \frac{R \cdot T_1 \cdot \gamma}{(\gamma - 1)} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} - 1 \right] = 5,57 \text{ hp (efisiensi 80\%)}$$

Digunakan motor induksi standard NEMA 5 hp.

14. Tangki Udara Tekan

Fungsi : Menampung dan mengeringkan udara dari kompresor dengan bantuan *silica gel*.

Alat : silinder tegak berisi *silica*

Suhu udara keluar kompresor

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} = 441,05 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume keluar kompresor} &= \text{Mol udara masuk} / 1.000 \times 0,08 \times T_2 / P_2 / 1000 \\ &= 28,99 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kandungan uap air} &= \% \text{uap air di udara} / 100 \times \text{volume keluar kompresor} \\ &= 2,03 \text{ m}^3/\text{jam} \quad = 2,35 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Bulk density silica = 768,89 kg/m³

Kebutuhan silica minimum = kandungan uap air / *bulk density silica*
= 0,01 m³/jam

Waktu 1 kali regenerasi = 24 jam x 7 = 168 jam

Volume *silica* gel yang dibutuhkan = waktu regresi x kebutuhan *silica* minimum

V silica gel yang dibutuhkan = 1,03 m³

V tangki = 8 x V silica = 8,23 m³ *Dimensi tangki D=H

Diameter = $(4 \times V \text{ tangki} / 3,14)^{1/3}$ = 2,19 m

Tinggi = Diameter (D) = 2,19 m

Tinggi tumpukan *silica* = $V \text{ silica} \times (3,14/4 \times D^2)$ = 3,87 m

15. Pompa Sungai (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke BPA

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 9.869,99 kg/jam

Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 3,29 kg/s

Dopt = 56,53 mm = 1,68 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,20 \text{ ft}$$

$$a_t = 3,35 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 4,99 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 159.837,75$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,001 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 4 \text{ buah} = 26 \text{ ft}$$

$$\textit{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 1,88 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 60,68 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z_2 - z_1 = 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,39 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 1,50 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 18,29 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 340,23 \text{ lb/ft.s} = 0,62 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,77 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 1 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 1.224,49 \text{ rpm.}$

16. Pompa BPA (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari BPA ke Bak Koagulasi dan Flokulasi

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 9.869,99 kg/jam

Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 3,29 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,53 \text{ mm} = 1,68 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,20 \text{ ft}$$

$$a_t = 3,35 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 4,99 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 159.837,75$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,001 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 5 \text{ m} = 16,4042 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,9000 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 29,3042 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan } g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 6,56 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,39 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,72 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-Ws) = 7,67 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 142,71 \text{ lb/ft.s} = 0,26 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,32 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,5 Hp dan kecepatan putar motor (n)

$$\text{sebesar 1500 rpm. } \text{specific head } (Ns) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 2.349,28 \text{ rpm.}$$

17. Pompa Bak Koagulasi (PU-03)

- Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi ke *Clarifier*
- Alat : Pompa sentrifugal
- Massa : 9.869,99 kg/jam
- Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam
- Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \ 20\% / 3600 = 3,29 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,53 \text{ mm} = 1,68 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,20 \text{ ft}$$

$$a_t = 3,35 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 4,99 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 159.837,75$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,001 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 7 \text{ m} = 22,97 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 2 \text{ buah} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,90 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 31,87 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 11,48 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,39 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,79 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-Ws) = 12,66 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 142,71 \text{ lb/ft.s} = 0,43 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,54 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,75 Hp dan kecepatan putar motor (n)

sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (Ns) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 1.614,01 \text{ rpm.}$

18. Pompa Clarifier (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari *clarifier* ke *sand filter*

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 9.869,99 kg/jam

Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 3,29 kg/s

Dopt = 56,5308 mm = 1,68 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 2 in

ID = 2,07 in = 0,17 ft

OD = 2,38 in = 0,20 ft

at = 3,35 in² = 0,02 ft²

sch = 40

Kecepatan aliran (V) = Q / at = 4,99 ft/s

Bilangan Reynold = $\rho \cdot v \cdot ID / \mu$ = 159.837,75

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$\epsilon = 0,0002$, $\epsilon/D = 0,001$ dan $f = 0,01$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

Panjang pipa lurus = 4 m = 13,12 ft

standar *elbow* = 3 buah = 12 ft

$$\begin{aligned} \text{Gate valve} &= 1 \text{ buah} &= 0,90 \text{ ft} \\ \text{Panjang pipa total} & &= 26,02 \text{ ft} \\ \text{tetapan gc} &= 32,17 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$\begin{aligned} P1 &= 1 \text{ atm} &= 2116,22 \text{ lb/ft}^2 \\ z1 &= 5 \text{ m} &= 16,40 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kondisi titik 2:

$$\begin{aligned} P2 &= 1 \text{ atm} &= 2116,22 \text{ lb/ft}^2 \\ z2 &= 10 \text{ m} &= 32,81 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,39 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,64 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 14,15 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 263,23 \text{ lb/ft.s} = 0,48 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,60 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,75 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 148,31 \text{ rpm}$.

19. Pompa Sand Filter (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari *sand filter* ke tangki penampungan sementara

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 9.869,99 kg/jam

Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 3,29 kg/s

Dopt = 56,5308 mm = 1,68 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 2 in

ID = 2,07 in = 0,17 ft

OD = 2,38 in = 0,20 ft

at = 3,35 in² = 0,02 ft²

sch = 40

Kecepatan aliran (V) = Q / at = 4,99 ft/s

Bilangan Reynold = $\rho \cdot v \cdot ID / \mu$ = 159.837,75

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,001 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 18,04 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\textit{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,90 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 30,94 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan } gc = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\textit{static head} (\Delta z) = z2 - z1 = 1,64 \text{ ft}$$

$$\textit{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,39 \text{ ft}$$

$$\textit{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\textit{fraksi head} (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,77 \text{ ft}$$

$$\textit{head pompa} (H) = (-Ws) = 2,79 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 51,94 \text{ lb/ft} \cdot \text{s} = 0,09 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor (η_M) = 80%

Power motor = BHP / η_m = 0,12 Hp

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,13 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. *specific head* (N_s) = $n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 5.013,38$ rpm.

20. Pompa Tangki Penampungan Sementara (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampungan sementara ke Bak penampungan sementara, Alat proses dan Bak klorinasi

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 9.869,99 kg/jam

Massa + 20% : 11.843,99 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 11,84 m³/jam

Pemilihan pipa

Dopt = $293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$

G = Massa *overdesign* 20% / 3600 = 3,29 kg/s

Dopt = 56,53 mm = 1,68 in

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

NPS = 2 in

ID = 2,07 in = 0,17 ft

OD = 2,38 in = 0,20 ft

at = 3,35 in² = 0,02 ft²

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / at = 4,99 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot ID / \mu = 159.837,75$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,001 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 6 \text{ m} = 19,69 \text{ ft}$$

$$\text{standar elbow} = 4 \text{ buah} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,90 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 35,69 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 6,56 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,39 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 0,72 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-Ws) = 7,67 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 39\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 84,63 \text{ lb/ft.s} = 0,15 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,19 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,25 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head (Ns)} = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 3.476,41 \text{ rpm.}$

21. Pompa Bak Penampungan Sementara (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan sementara ke kation *exchanger* untuk kebutuhan *steam*

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 3.254,67 kg/jam

Massa + 20% : 3.905,60 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,91 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0.53} \times \rho^{0.37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 1,08 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,53 \text{ mm} = 0,94 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 6,39 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 103.713,62$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,0002 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 4 \text{ buah} = 16 \text{ ft}$$

$$\textit{Gate valve} = 1 \text{ buah} = 0,90 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 48,81 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan } g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\begin{aligned}
 \text{static head } (\Delta z) &= z_2 - z_1 = 1,64 \text{ ft} \\
 \text{velocity head} &= \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,63 \text{ ft} \\
 \text{pressure head} &= \Delta P / \rho = 0 \text{ ft} \\
 \text{fraksi head } (\Sigma F) &= f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 2,83 \text{ ft} \\
 \text{head pompa (H)} &= (-W_s) = 5,10 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 21\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 142,71 \text{ lb/ft.s} = 0,11 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,13 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,17 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 1.832,37 \text{ rpm}$.

22. Pompa Kation *Exchanger* (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 3.254,67 kg/jam

Massa + 20% : 3.905,60 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,91 m³/jam

Pemilihan pipa

$$\text{Dopt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 1,08 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,5308 \text{ mm} = 0,94 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 6,39 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 103.713,62$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,0002 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 3 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,12 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z_2 - z_1 = 3,28 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,63 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 0,15 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa (H)} = (-W_s) = 4,06 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 21\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 46,23 \text{ lb/ft.s} = 0,08 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,11 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,13 Hp dan kecepatan putar motor (n)

$$\text{sebesar 1500 rpm. } \text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 2.174,85 \text{ rpm..}$$

23. Pompa Anion Exchanger (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion *exchanger* ke Deaerator

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 3.254,67 kg/jam

Massa + 20% : 3.905,60 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,91 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 1,08 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,5308 \text{ mm} = 0,94 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 6,39 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 103.713,62$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,0002 \text{ dan } f = 0,001$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 4 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,12 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z_2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v_1 = v_2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z_2 - z_1 = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot g_c = 0,63 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot L_e / 2 \cdot g_c \cdot ID = 1,46 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa } (H) = (-W_s) = 7,01 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 21\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 79,84 \text{ lb/ft.s} = 0,15 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_m = 0,18 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,25 Hp dan kecepatan putar motor (n) sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (N_s) = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 1.443,76 \text{ rpm.}$

24. Pompa Deaerator (P-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator ke *boiler feed water tank*

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 3.254,67 kg/jam

Massa + 20% : 3.905,60 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,91 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \ 20\% / 3600 = 1,08 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,5308 \text{ mm} = 0,94 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 6,39 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 103.713,62$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\varepsilon = 0,0002, \varepsilon/D = 0,0002 \text{ dan } f = 0,001$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 4 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,12 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$v1 = v2$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,63 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 1,46 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa } (H) = (-Ws) = 7,01 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 21\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 79,84 \text{ lb/ft.s} = 0,15 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,18 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,25 Hp dan kecepatan putar motor (n)

$$\text{sebesar } 1500 \text{ rpm. } \text{specific head } (Ns) = n \cdot Q^{0.5} / H^{0.75} = 1.443,76 \text{ rpm..}$$

25. Pompa Boiler Feed Water (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air dari boiler feed water tank ke boiler

Alat : Pompa sentrifugal

Massa : 3.254,67 kg/jam

Massa + 20% : 3.905,60 kg/jam

Densitas : 1.000 kg/m³

Viskositas : 0,5 cp

Suhu : 30°C

Laju alir (Q) : massa/densitas = 3,91 m³/jam

Pemilihan pipa

$$D_{opt} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{0,37}$$

$$G = \text{Massa } \textit{overdesign} \text{ 20\%} / 3600 = 1,08 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} = 56,53 \text{ mm} = 0,94 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar (Tabel 11, Kern) sebagai berikut:

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a_t = 0,86 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$\text{sch} = 40$$

$$\text{Kecepatan aliran (V)} = Q / a_t = 6,39 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \rho \cdot v \cdot \text{ID} / \mu = 103.713,62$$

Berdasarkan Fig.125 dan 126 Brown, hal 141, diperoleh

$$\epsilon = 0,0002, \epsilon/D = 0,0002 \text{ dan } f = 0,01$$

Menentukan panjang pipa dan panjang ekivalen pipa

$$\text{Panjang pipa lurus} = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$\text{standar } \textit{elbow} = 4 \text{ buah} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total} = 25,12 \text{ ft}$$

$$\text{tetapan gc} = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

Menentukan head pompa

Kondisi titik 1:

$$P1 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z1 = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

Kondisi titik 2:

$$P2 = 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$z2 = 10 \text{ m} = 32,81 \text{ ft}$$

$$\text{static head } (\Delta z) = z2 - z1 = 4,92 \text{ ft}$$

$$\text{velocity head} = \Delta v^2 / 2 \cdot gc = 0,63 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = \Delta P / \rho = 0 \text{ ft}$$

$$\text{fraksi head } (\Sigma F) = f \cdot V^2 \cdot Le / 2 \cdot gc \cdot ID = 1,46 \text{ ft}$$

$$\text{head pompa } (H) = (-Ws) = 7,01 \text{ ft}$$

Penentuan daya pompa

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 21\% \text{ (Peter, fig. 14-37)}$$

$$\text{BHP} = \rho \cdot Q \cdot H / \eta = 79,84 \text{ lb/ft.s} = 0,15 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_M) = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \eta_M = 0,18 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar dengan tenaga 0,25 Hp dan kecepatan putar motor (n)

sebesar 1500 rpm. $\text{specific head } (Ns) = n \cdot Q^{0,5} / H^{0,75} = 1.443,76 \text{ rpm.}$

26. Tangki Larutan Alum

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5%

Alat : Tangki silinder tegak

Waktu tinggal : 24 Jam

Kebutuhan alum sebesar 0,4733 kg/jam atau 3.748,34 kg/tahun dan kebutuhan alum 5% sebanyak 9,47 kg/jam. Dengan *overdesign* 20%, diperoleh;

$$\text{Volume tangki} = \text{Kebutuhan alum} \times \text{waktu tinggal} \times 1,2 = 0,27 \text{ m}^3$$

Digunakan tangki dengan $D/H = 1/2$, sehingga diperlukan tangki dengan:

$$\text{Diameter (D)} = (V \times 2/3,14)^{1/3} = 0,56 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2 \times D = 1,12 \text{ m}$$

Digunakan tangki dengan diameter 0,7 m dan tinggi 1,2 m.

Menghitung Pengaduk

Jenis : *Paddle four blades*

Diameter impeller sama dengan 1/3 diameter tangki = 0,23 m

$$\text{Tinggi cairan (ZI)} = V / A = 0,71 \text{ m}$$

$$\text{specific gravity (sg)} = 1,01$$

$$\text{WELH} = \text{sg} \times \text{ZI} = 0,71 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \text{WELH} / D \text{ tangki} = 1,02$$

Digunakan 1 buah pengaduk. Putaran pengaduk (N) dalam rpm dan D_i adalah diameter impeller.

$$N = \frac{182,88}{\pi D_i} \left(\frac{\text{WELH}}{2 D_i} \right)^{0,5} = 308,83 \text{ rpm.}$$

$$\text{m campuran} = 0,05 \text{ kg/(m.menit)}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \text{Re} = \frac{D_i N \rho}{\mu} = 1.345.134,39$$

Berdasarkan Fig.477 Brown, 1950, didapatkan $P_o = 0,6$

$$\text{Power pengaduk} = P = \frac{\rho N^3 D_i^5 P_o}{550 \cdot gc}$$

dengan N dalam rps, D_i dalam ft, ρ dalam lb/cuft, $gc = 32,3$ dan *power* dalam Hp.

Maka, *power* pengaduk = 0,08 Hp. dan dipilih motor induksi standar NEMA sebesar 0,08 Hp.

27. Tangki Larutan Soda Abu

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5%

Alat : Tangki silinder tegak

Waktu tinggal : 24 Jam

Kebutuhan alum sebesar 0,4733 kg/jam atau 3.748,3433 kg/tahun dan kebutuhan alum 5% sebanyak 9,4655 kg/jam. Dengan *overdesign* 20%, diperoleh;

Volume tangki= Kebutuhan alum x waktu tinggal x 1,2 = 0,27 m³

Digunakan tangki dengan D/H = 1/2, sehingga diperlukan tangki dengan:

$$\text{Diameter (D)} = (V \times 2/3,14)^{1/3} = 0,56 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2 \times D = 1,12 \text{ m}$$

Digunakan tangki dengan diameter 0,7 m dan tinggi 1,2 m.

Menghitung Pengaduk

Jenis : *Paddle four blades*

Diameter impeller sama dengan 1/3 diameter tangki= 0,23 m

$$\text{Tinggi cairan (ZI)} = V / A = 0,71 \text{ m}$$

$$\text{specific gravity (sg)} = 1,00$$

$$\text{WELH} = \text{sg} \times \text{ZI} = 0,71 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \text{WELH} / D \text{ tangki} = 1,02$$

Digunakan 1 buah pengaduk. Putaran pengaduk (N) dalam rpm dan Di adalah

$$\text{diameter impeller. } N = \frac{182 \cdot 88}{\pi D_i} \left(\frac{\text{WELH}}{2 D_i} \right)^{0.5} = 308,07 \text{ rpm.}$$

$$\text{m campuran} = 0,0540 \text{ kg/m.menit}$$

$$\text{Bilangan Reynold} = \text{Re} = \frac{D_i N \rho}{\mu} = 1.335.138,37$$

Berdasarkan Fig.477 Brown, 1950, didapatkan Po = 0,65

$$\text{power pengaduk} = P = \frac{\rho N^3 D_i^5 P_o}{550 \cdot gc}$$

dengan N dalam rps, Di dalam ft, r dalam lb/cuft, gc = 32,3 dan power dalam Hp.

Maka, *Power* pengaduk = 0,0818 Hp. dan dipilih motor induksi standar NEMA sebesar 0,13 Hp.

28. Tangki Kaporit

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% selama 4 minggu (672 Jam) untuk air sanitasi dan air pendingin.

Alat : Tangki silinder tegak

Tangki dirancang dengan dimensi $D = \frac{1}{2} H$ dengan *overdesign* sebesar 20%.

Konsentrasi kaporit dalam air yaitu 5 ppm, dengan kebutuhan kaporit sebanyak 0,0063 kg/jam.

Volume = kebutuhan kaporit x waktu tinggal x 1,2 = 0,01 m³

Diameter (D) = $(2 \times V / 3,14)^{1/3}$ = 0,15 m dipilih 0,2 m

Tinggi (H) = 2 x D = 0,30 m dipilih 0,5 m

29. Tangki Larutan Natrium Klorida

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaCl untuk regenerasi kation *exchanger*

Alat : Tangki silinder

Tangki dirancang dengan dimensi $D = \frac{1}{2} H$ dengan *overdesign* sebesar 20%.

Konsentrasi jenuh NaCl sebesar 0,59 g NaCl/g air, dengan kebutuhan NaCl per regenerasi sebanyak 10,66 kg air. Berat larutan NaCl = 16,9204 kg dan densitas NaCl sebesar 2160 kg/m³.

Volume = kebutuhan kaporit x waktu tinggal x 1,2 = 0,09 m³

$$\text{Diameter (D)} = (2 \times V / 3,14)^{1/3} = 0,18 \text{ m dipilih } 0,3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2 \times D = 0,36 \text{ m dipilih } 0,5 \text{ m}$$

30. Tangki Larutan NaOH

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi (5 jam) anion *exchanger*

Alat : Tangki silinder tegak

Tangki dirancang dengan dimensi $D = \frac{1}{2} H$ dengan *overdesign* sebesar 20%.

Digunakan larutan NaOH 10% dengan kebutuhan air ;

$$\text{Kebutuhan air : waktu regenerasi} \times \text{kebutuhan NaOH} / 1.000 = 0,19 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume} = \text{kebutuhan kaporit} \times \text{waktu tinggal} \times 1,2 = 0,27 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter (D)} = (2 \times V / 3,14)^{1/3} = 0,55 \text{ m dipilih } 0,7 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2 \times D = 1,11 \text{ m dipilih } 1,2 \text{ m}$$

31. Bak Penampungan Sementara Air Proses dan Umpan Boiler

Fungsi : Menampung air untuk umpan boiler dan menampung kondensat

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Waktu tinggal : 24 jam

Densitas : 1.000 kg/m^3

overdesign : 0,2

Kapasitas desain: $1,2 \times W / \text{densitas} = 2,79 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi

Waktu tinggal : 24 jam

Volume bak : Kapasitas desain (Q) x waktu tinggal (t) = $66,95 \text{ m}^3$

$$V = P \times L \times T = 2T \times T \times T = 2T^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi} &= (V/2)^{1/3} &&= 3,22 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= \text{Tinggi} &&= 3,22 \text{ m} \\ \text{Panjang} &= 2 \times \text{Tinggi} &&= 6,45 \text{ m} \end{aligned}$$

32. Tangki Penampung Sementara Air Proses (*Cooling Tower*)

Fungsi : Menampung air untuk *cooling tower*

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Waktu tinggal : 24 jam

Densitas : 1.000 kg/m³

overdesign : 0,2

Kapasitas desain: 1,2 x W / densitas = 6,89 m³/jam

Waktu tinggal : 5 jam

Volume bak : Kapasitas desain (Q) x waktu tinggal (t) = 34,40 m³

$$V = P \times L \times T = 2T \times T \times T = 2T^3$$

$$\text{Tinggi} = (V/2)^{1/3} = 2,58 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = \text{Tinggi} = 2,58 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 2 \times \text{Tinggi} = 5,16 \text{ m}$$

33. Kebutuhan Listrik

Tabel LD.33.1 Kebutuhan listrik Alat-alat Proses

No	Alat	Jumlah	Daya(Hp)	Total
1	P-01	1	1,5	1,5
2	P-02	1	1,5	1,5
3	P-03	1	0,05	0,05
4	P-04	1	1,5	1,5
5	P-05	1	0,17	0,17
6	P-06	1	1,5	1,5

7	P-07	1	0,05	0,05
8	P-08	1	0,05	0,05
9	P-09	1	0,13	0,13
10	Pengaduk mixer 1	1	5	5
11	Pengaduk reaktor 1	1	5	5
15	Pengaduk mixer 2	1	0,05	0,05
Total				16,5

12,30 kWh

Tabel LD.33.2 Kebutuhan listrik Alat-alat Utilitas

No	Alat	Jumlah	Daya(Hp)	Total
1	PU-01	1	1	1
2	PU-02	1	0,5	0,5
3	PU-03	1	0,75	0,75
4	PU-04	1	0,75	0,75
5	PU-05	1	0,25	0,25
6	PU-06	1	0,25	0,25
7	PU-07	1	0,17	0,17
8	PU-08	1	0,13	0,13
9	PU-09	1	0,25	0,25
10	PU-10	1	0,25	0,25
11	PU-11	1	0,25	0,25
13	Pengaduk tangki koagulasi dan flokulasi	1	0,05	0,05
14	Pengaduk tangki kloro	1	5	5
15	Kompresor udara tekan	1	5	5
16	Pengaduk tangki larutan alum	1	0,08	0,08
17	Pengaduk tangki larutan soda abu	1	0,08	0,08
Total				14,81

11,04 kWh

$$\begin{aligned} \text{Instrumentasi (25\% dari total daya)} &= 0,25 \times (\Sigma \text{alat proses} + \Sigma \text{alat proses}) \\ &= 5,84 \text{ kWh} \end{aligned}$$

$$\text{Kantor dan rumah tangga} = 250 \text{ kWh}$$

$$\text{Penerangan dan AC} = 200 \text{ kWh}$$

$$\text{Total} = 479,18 \text{ kWh}$$

$$= 1,2 \times \text{total daya} = 575,02 \text{ kWh}$$

Total kebutuhan listrik

$$\text{Power} = 479,18 \text{ kWh}$$

$$\text{Keamanan} = 0,20$$

$$\begin{aligned} \text{Power total} &= \text{power} \times \text{faktor keamanan} = 575,02 \text{ kW} \\ &= 4.554.173 \text{ kW/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN} = 1.500 \text{ kVA} = 1.200 \text{ kW}$$

$$\text{Bahan bakar yang digunakan} = \text{Solar}$$

$$\text{Diesel cadangan mempunyai daya sekitar } 1.500 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus dibangkitkan} &= \text{power total} \times \text{daya diesel cadangan} \times 24 \text{ jam} \\ &= 20.700.784,82 \text{ kJ/hari} = 19.618.260,28 \text{ btu/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Panas pembakaran (Pp)} = 23.214,84$$

$$\text{Efisiensi pembakaran (E)} = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \text{Panas yang dibangkitkan} / \text{E} / \text{Pp} \\ &= 1.070,05 \text{ m}^3 / \text{hari} = 37.759,30 \text{ ft}^3 / \text{hari} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas solar, API} = 41,5$$

$$s = 141,5 / (\text{API} + 131,5) = 0,82 \text{ kg/l}$$

$$\text{Rapat massa solar} = s \times 62,5 = 51,12 \text{ lb/ft}^3$$

Jumlah solar = Rapat massa x Kebutuhan bahan bakar
= 5.790.759,15 lb = 2.629.005 kg/3 hari

1 kilowatt = 1.114,7 rupiah

Harga *power* total = *Power* total x 330 hari x 24 jam x harga 1 kilowatt
= Rp. 5.076.718.431 /tahun



LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 2.500 ton/tahun

= 6.849 kg/hari

Lama Operasi = 330 hari

Basis = 100 kg/jam

Nilai tukar rupiah = Rp. 15.499

Pengadaan alat = 2025

Tahun konstruksi = 2026

Lama konstruksi = 2 Tahun

Tahun beroperasi = 2028

E1. Harga Tanah

Luas tanah dan bangunan = 16.460 m²

Harga tanah per m² = Rp. 950.000

Harga tanah total = Rp. 15.637.000.000

E2. Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

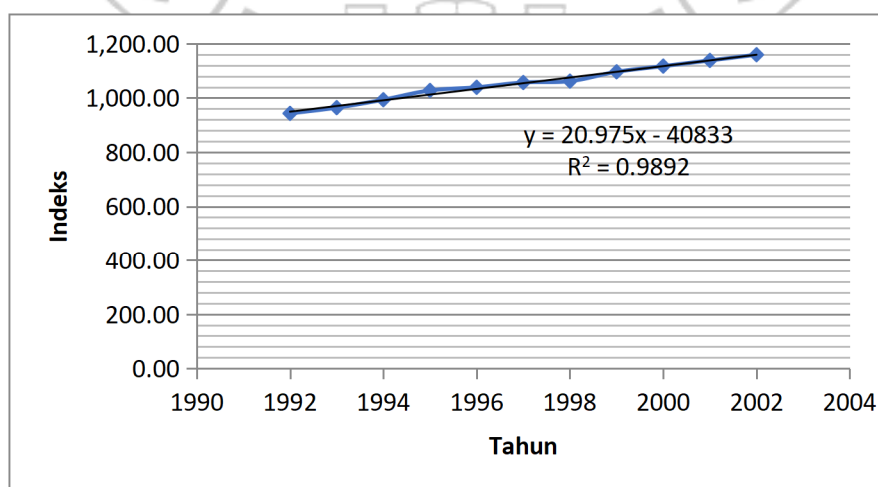
- c. Tahun pengadaan alat : 2025
- d. Tahun pabrik selesai didirikan : 2028

Tabel E2.1 Daftar indeks harga pada tahun 1992 - 2002

No	Tahun	Indeks
1	1992	943,10
2	1993	964,20
3	1994	993,40
4	1995	1.027,50
5	1996	1.039,10
6	1997	1.056,80
7	1998	1.061,90
8	1999	1.068,30
9	2000	1.089,00
10	2001	1.093,90
11	2002	1.102,50

Sumber : Tabel 6-2 *Cost Index as Annual Averages* Petter, 238

Untuk memperoleh indeks harga pada tahun 2025, dilakukan dengan metode regresi linear yang dapat dilihat pada grafik berikut :



Gambar E1. Grafik Biaya Indeks tahun 1992 -2002 beserta hasil regresi linear

Berdasarkan hasil regresi tersebut, Untuk $x = 2025$, maka; $y = 1.641,38$

Cost Index pada tahun 2014 = 1.410,65

Cost Index pada tahun 2025 = 1.641,38

A. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga di *Gulf Coast USA*, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh Perhitungan :

1. *Bucket Elevator*

Tipe *Bucket* = *Bucket 6" x 4"*

Harga tahun 2014 = \$ 15.500

Harga tahun 2025 = $\frac{\text{Indeks harga tahun 2025}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$

$$= \frac{1.641,38}{1.410,65} \times \$ 15.500$$

= \$ 18.035,22

Total *Cost* (2025) = Harga tahun 2025 x Jumlah alat

= \$ 18.035,22

\$1 = Rp. 15.499

= Rp. 279.527.874,78

Tabel E2.3 Harga Peralatan Proses Pabrik Metil Salisilat

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		Total
			Harga Satuan (\$)		
			2014	2025	
T-01	Tangki Metanol	3	85.50	99.49	298.45
T-02	Tangki Asam Sulfat	1	45.30	52.71	52.71
T-03	Tangki Metil Salisilat	2	110.50	128.57	128.57
S-01	Silo Asam Salisilata	1	76.80	89.36	89.36
S-02	Silo Natrium Bikarbonat	1	7.00	8.15	8.15
S-03	Silo Kalsium Klorida	1	24.10	28.04	28.04
BC	<i>Belt Conveyor</i>	1	3.50	4.07	4.07
BE	<i>Bucket Elevator</i>	1	11.50	13.38	13.38
R-01	Reaktor	1	132.00	153.59	153.59
SP-01	Separator Drum	1	33.40	38.86	38.86
SP-02	Separator Drum	1	9.30	10.82	10.82
SP-03	Separator Drum	1	21.00	24.44	24.44
MD-01	Menara Destilasi	1	264.40	307.65	307.65

CD-01	Kondensor	1	17.10	19.90	19.90
AC-01	<i>Accumulator</i>	1	3.20	3.72	3.72
RB-01	Reboiler	1	43.30	50.34	50.34
D-01	Dekanter	1	57.40	66.79	66.79
H-01	<i>Hopper</i>	1	3.50	4.07	4.07
HE-01	<i>Heater</i>	1	1.90	2.21	2.21
HE-02	<i>Heater</i>	1	1.77	2.06	2.06
M-01	<i>Mixer</i>	1	279.40	325.10	325.10
M-02	<i>Mixer</i>	1	95.50	111.12	111.12
P-01	Pompa	1	1.50	1.74	1.74
P-02	Pompa	1	1.60	1.86	1.86
P-03	Pompa	1	300	349	349
P-04	Pompa	1	1.80	2.09	2.09
P-05	Pompa	1	300	350	350
P-06	Pompa	1	2.10	2.44	2.44

P-07	Pompa	1	30	350	350
P-08	Pompa	1	30	350	350
P-09	Pompa	1	1.40	1.63	1.63
C-01	<i>Cooler</i>	1	1.52	1.53	1.53
C-02	<i>Cooler</i>	1	1.50	1.51	1.51
Total		36	1.339.583	1.558.689	1.886.232

Sumber : [www. matche.com](http://www.matche.com)

B. Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Tabel E2.4 Harga Peralatan Utilitas Pabrik Metil Salisilat

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)		Total
			Harga Satuan (\$)		
			2014	2025	
BPA	Bak Pengendapan Awal	1	1.50	1.75	1.75
BK	Bak Koagulasi	1	1.00	1.16	1.16
CL	<i>Clarifier</i>	1	23.31	27.12	27.12
SF	<i>Sand Filter</i>	1	14.10	16.41	16.41
AE	<i>Anion Exchanger</i>	1	1.70	1.98	1.98
KE	<i>Kation Exchanger</i>	1	1.70	1.98	1.98
DAE	Deaerator	1	12.47	14.51	14.51
B	Boiler	1	227.70	264.94	264.94
TU-01	Tangki Alum	1	9.86	11.47	11.47
TU-02	Tangki Soda Abu	1	9.86	11.57	11.57
TU-03	Tangki Penampungan Sementara	1	10.80	12.57	12.57

TU-04	Tangki Air Proses	1	9.06	10.54	10.54
TU-05	Tangki Anti Oksidan	1	450	524	524
TU-06	Tangki Anti Kerak	1	350	41	41
TU-07	Tangki Air Umpan Boiler	1	4.70	5.47	5.47
TU-08	Tangki Air Sanitasi	1	8.75	10.18	10.18
TU-09	Tangki Desinfektan	1	2.75	3.20	3.20
PU-01	Pompa Air Sungai	1	3.30	3.84	3.84
PU-02	Pompa Bak Pengendapan Awal	1	2.95	3.43	3.43
PU-03	Pompa Bak Koagulasi	1	2.70	3.14	3.14
PU-04	Pompa Bak <i>Clarifier</i>	1	2.63	3.06	3.06
PU-05	Pompa Bak <i>Sand Filter</i>	1	2.51	2.92	2.92
PU-06	Pompa Bak Penampungan Sementara	1	2.40	2.79	2.79
PU-07	Pompa Tangki Air Proses	1	2.38	2.77	2.77
PU-08	Pompa Kation <i>Exchanger</i>	1	2.38	2.77	2.77
PU-09	Pompa Anion <i>Exchanger</i>	1	2.38	2.77	2.68
PU-10	Pompa Deaerator	1	2.30	2.68	2.48
PU-11	Pompa Tangki Air Umpan Boiler	1	2.13	2.48	11.40
BB	Tangki Bahan Bakar	1	9.80	11.40	13.96
UT	Tangki Udara Tekan	1	12.00	13.96	61.96
GN	Generator	1	53.00	61.96	2.77
Total		31	442.921	501.404	501.404

Sumber : [www. matche.com](http://www.matche.com)

Maka total harga peralatan Pabrik Metil Salisilat adalah :

C = Harga alat proses + Harga alata utilitas

$$= \$ 1.886.232 + \$ 501.404 = \$ 2.387.636$$

Kurs Dollar Amerika 1 (\$) pada tahun 2024, dimana E = Rp. 15.499

Jadi, total harga peralatan = Rp. 37.005.965.992

C. Perhitungan Harga Bahan Baku

1. Perhitungan Biaya Bahan Baku

Kapasitas produksi = 2.500 ton/tahun

$$= 8,0128 \text{ ton/hari}$$

Kebutuhan bahan baku = 2.752,53 kg/jam

$$= 2,75 \text{ ton/jam} = 908,33 \text{ ton/tahun}$$

Tabel E2.5 Biaya Bahan Baku Pabrik Metil Salisilat

No	Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga per kg (Rp)	Total (Rp)
1	Metanol	2285,79	4.650	10.628.244
2	Asam Salisilat	285,72	1.550	442.843
3	Asam Sulfat	79,73	6.975	556.059
4	Natrium Bikarbonat	2,73	2.015	5.508
5	Kalsium Klorida Anhidrat	98,55	1.627	160.379
Total biaya bahan baku				11.793.033

Sumber : www.alibaba.com

Total biaya bahan baku per tahun = Rp. 11.793.033 x 330 x 24

$$= \text{Rp. } 93.400.825.057$$

2. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Produk = Metil Salisilat

Jumlah produksi = 314,12 kg/jam

Harga per liter = Rp. 90.000

Harga per tahun = Rp. 223.904.522.160

D. Perhitungan Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan :

Tabel E2.6 Gaji Karyawan Pabrik Metil Salisilat

NO	JABATAN	JUMLAH	GAJI/BULAN	TOTAL
1	Direktur Utama	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
3	Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
4	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
5	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
6	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
8	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
9	Kepala Bagian Umum	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
10	Kepala Seksi Proses	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00

11	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
12	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
13	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
14	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
15	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
16	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
17	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
18	Kepala Seksi Tata Usaha	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
19	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
20	Kepala Seksi Humas dan Keamanan	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
21	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 12.000.000,00	Rp	12.000.000,00
22	Kepala <i>Shift</i> Unit Proses	4	Rp 10.000.000,00	Rp	40.000.000,00
23	Kepala <i>Shift</i> Unit Utilitas	4	Rp 10.000.000,00	Rp	40.000.000,00
24	Kepala <i>Shift</i> Unit Pemeliharaan dan Perbaikan	2	Rp 10.000.000,00	Rp	20.000.000,00
25	Kepala <i>Shift</i> Unit Listrik dan Instrumentasi	2	Rp 10.000.000,00	Rp	20.000.000,00
26	Kepala <i>Shift</i> Keamanan	2	Rp 10.000.000,00	Rp	20.000.000,00
27	Staf I Unit Penelitian dan Pengembangan	2	Rp 8.000.000,00	Rp	16.000.000,00

28	Staf I Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 8.000.000,00	Rp	8.000.000,00
29	Staf I Unit Keuangan	1	Rp 8.000.000,00	Rp	8.000.000,00
30	Staf I Unit Pemasaran	1	Rp 8.000.000,00	Rp	8.000.000,00
31	Staf I Unit Tata Usaha	2	Rp 8.000.000,00	Rp	16.000.000,00
32	Staf I Unit Peronalia	2	Rp 8.000.000,00	Rp	16.000.000,00
33	Staf I Unit Humas dan Keamanan	1	Rp 8.000.000,00	Rp	8.000.000,00
34	Staf I Unit Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 8.000.000,00	Rp	8.000.000,00
35	Staf II Unit Penelitian dan Pengembangan	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
36	Staf II Unit Laboratorium dan Pengendalian Mutu	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
37	Staf II Unit Keuangan	1	Rp 7.000.000,00	Rp	7.000.000,00
38	Staf II Unit Pemasaran	1	Rp 7.000.000,00	Rp	7.000.000,00
39	Staf II Unit Tata Usha	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
40	Staf II Unit Personalia	2	Rp 7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
41	Staf III Unit Keuangan	2	Rp 5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
42	Staf III Unit Pemasaran	2	Rp 5.000.000,00	Rp	10.000.000,00
43	Operator Unit Proses	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
44	Operator Unit Utilitas	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
45	Operator Unit Pemeliharaan dan Perbaikan	4	Rp 6.000.000,00	Rp	24.000.000,00
46	Operator Unit Listrik dan Instrumentasi	2	Rp 6.000.000,00	Rp	12.000.000,00
47	Operator Unit Laboratorium dan	3	Rp 6.000.000,00	Rp	18.000.000,00

	Pengendalian Mutu			
48	Satpam	6	Rp 3.500.000,00	Rp 21.000.000,00
49	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	2	Rp 5.000.000,00	Rp 10.000.000,00
50	Driver	5	Rp 2.500.000,00	Rp 7.500.000,00
51	Cleaning Service	10	Rp 2.000.000,00	Rp 20.000.000,00
	Jumlah	100		Rp 788.500.000,00
1 Tahun				Rp 9.462.000.000,00

E3. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Oleh karena itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Rate of Investment*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Sebelum melakukan analisa terhadap hal diatas, dilakukan peninjauan terhadap 3 hal terdahulu seperti :

A. Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

❖ Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

- a. Harga Peralatan (E) = Rp. 37.005.965.992
- b. Instrumentasi dan pengendalian (30%E) = Rp. 11.101.789.798
- c. Instalasi (45%E) = Rp. 16.652.684.697

d. Perpipaan (50%)	= Rp. 18.502.982.996
e. Listrik (20%)	= Rp. 7.401.193.198
f. Bangunan pabrik dan tanah (25%E)	= Rp. 9.251.491.498
g. <i>Service vact. & Yard Improvement</i> (50%E)	= Rp. 18.502.982.996
h. Tanah (6%E)	= Rp. 2.220.357.960
Total Biaya Langsung (DC)	= Rp. 120.639.449.135

❖ Biaya Tak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

i. <i>Engineering and supervision</i> (35%E)	= Rp. 12.952.088.097
j. <i>Construction expense</i> (41%E)	= Rp. 15.172.446.057
k. <i>Legal expense</i> (4%E)	= Rp. 1.480.238.640
l. Biaya Kontraktor (22%E)	= Rp. 8.141.312.518
m. Biaya tak terduga (44%E)	= Rp. 16.282.625.037
Total Biaya Tak Langsung (IC)	= Rp. 54.028.710.349

Maka modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*);

$$FCI = DC + IC = \text{Rp. } 174.668.159.484$$

2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

$$WCI = 30\% TCI$$

$$TCI = FCI + WCI$$

$$= \text{Rp. } 174.668.159.484 + 30\% TCI$$

$$= FCI / 70\% = \text{Rp. } 249.525.942.120$$

Jadi,

$$FCI = \text{Rp. } 174.668.159.484$$

$$\text{WCI} = 30\% \times \text{Rp. } 249.525.942.120 = \text{Rp. } 74.857.782.632$$

$$\text{TCI} = \text{Rp. } 249.525.942.120$$

Modal investasi terbagi menjadi 2, yaitu :

- a. Modal Sendiri (*equality*) = 40%TCI = Rp. 99.810.376.848
- b. Modal pinjaman bank (loan) = 60%TCI = Rp. 149.715.565.272

B. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*, TPC)

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

❖ Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost*)

- a. Bahan Baku (1 tahun) = Rp. 93.400.825.057
- b. Tenaga Kerja (L) = Rp. 9.462.000.000
- c. Biaya Supervisi (10%L) = Rp. 946.200.000
- d. Utilitas (10% TPC)
- e. Perbaikan (M) (2%FCI) = Rp. 3.493.363.190
- f. *Operating Supplies* (10%M) = Rp. 349.336.319
- g. Laboratorium (10%L) = Rp. 946.200.000
- h. Paten dan Royalti (1%TPC)

Total Biaya Produksi Langsung (DPC) = Rp.108.597.924.566 + 11% TPC

❖ Biaya Tetap (*Fixed Chargers*)

- a. Depresiasi (10%FCI) = Rp. 17.466.815.948
- b. Pajak (1%FCI) = Rp. 1.746.681.595
- c. Asuransi (0,20%FCI) = Rp. 349.336.319
- d. Bunga (8% Loan) = Rp. 11.977.245.222

Total Biaya Tetap (FC) = Rp. 31.540.079.084

❖ Biaya *Plant Overhead Cost*

Plant Overhead (POC) (5%TPC)

2. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

- a. Biaya Administrasi (2%TPC)
- b. Biaya distribusi dan penjualan (2%TPC)
- c. Biaya Riset dan Pengembangan (5%TPC)

Total Pengeluaran Umum (GE) = 9% TPC

MC = DPC + FC POC

Dimana:

$$\text{DPC} = \text{Rp. } 108.597.924.566 + 11\% \text{ TPC}$$

$$\text{FC} = \text{Rp. } 31.540.079.084$$

$$\text{POC} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{MC} = \text{Rp. } 140.138.003.650 + 16\% \text{ TPC}$$

TPC = MC + GE

$$\text{MC} = \text{Rp. } 140.138.003.650 + 16\% \text{ TPC}$$

$$\text{GE} = 9\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 140.138.003.650 + 25\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 140.138.003.650 / 75\%$$

$$= \text{Rp. } 186.850.671.533$$

Sehingga,;

$$\text{MC} = \text{MC} + (16\% \text{ TPC} \times \text{TPC}) = \text{Rp. } 170.034.111.095$$

$$\text{GE} = \text{GE} (9\% \text{ TPC}) \times \text{TPC} = \text{Rp. } 16.816.560.438$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 186.850.671.533$$

C. Profit

TPC	= Rp. 186.850.671.533
Total Penjualan	= Rp. 223.904.522.160
Keuntungan	= Penjualan – TPC = Rp. 37.053.850.627
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 37.053.850.627
Pajak	= 30% Keuntungan sebelum pajak
	= Rp. 11.116.155.188
Keuntungan setelah pajak	= Keuntungan sebelum pajak – pajak
	= Rp. 25.937.695.439

E4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai :

1. Modal, terdiri atas 60% Modal sendiri dan 40% Modal pinjaman
2. Bunga Bank = 12%
3. Laju inflasi = 5%
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - a. Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman.
 - b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara ;

- a. Pada awal masa konstruksi tahun pertama dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-2) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun sebesar 10% per tahun
 7. Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10%.
 8. Pajak pendapatan = 30% (UU. No.36 Tahun 2008)

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned}\text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp. } 186.850.671.533 - \text{Rp. } 17.466.815.948 \\ &= \text{Rp. } 169.383.85.585\end{aligned}$$

B. Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel E4.1 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman (Rp.)	Bunga (Rp.)	Jumlah (Rp.)
-2	50%	74.857.782.636	-	74.857.782.636
-1	50%	74.857.782.636	8.982.933.916	83.840.716.552
0			19.043.819.903	19.043.819.903
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				177.742.319.091

Tabel E4.2 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman (Rp.)	Inflasi (Rp.)	Jumlah (Rp.)
-2	50%	49.905.188.424	-	49.905.188.424
-1	50%	49.905.188.424	2.495.259.421	52.400.447.845
0			5.115.281.813	5.115.281.813
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				107.420.918.083

Akhir Masa Konstruksi

Total investasi pada akhir masa konstruksi = modal pinjaman + modal sendiri
 = Rp. 285.163.237.174

Perhitungan harga penjualan

Dari *cash flow*, maka untuk kapasitas 100% diperoleh harga penjualan produk metilsalisilat = Rp.93.400.825.057 per tahun.

C. Perhitungan *Return of Investment* (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, yang didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% = 21,21\%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% = 14,85\%$$

D. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT)

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Modal Tetap (FCI)}}{\text{Profit sebelum pajak+Depresiasi}} = 3,20 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Modal Tetap (FCI)}}{\text{Profit setelah pajak+Depresiasi}} = 4,02 \text{ tahun}$$

E. *Break Event Point* (BEP)

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran :

1. Biaya tetap
2. Biaya semi variable
3. Biaya variable

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel E2.7 Biaya FC, VC, SVC, dan S

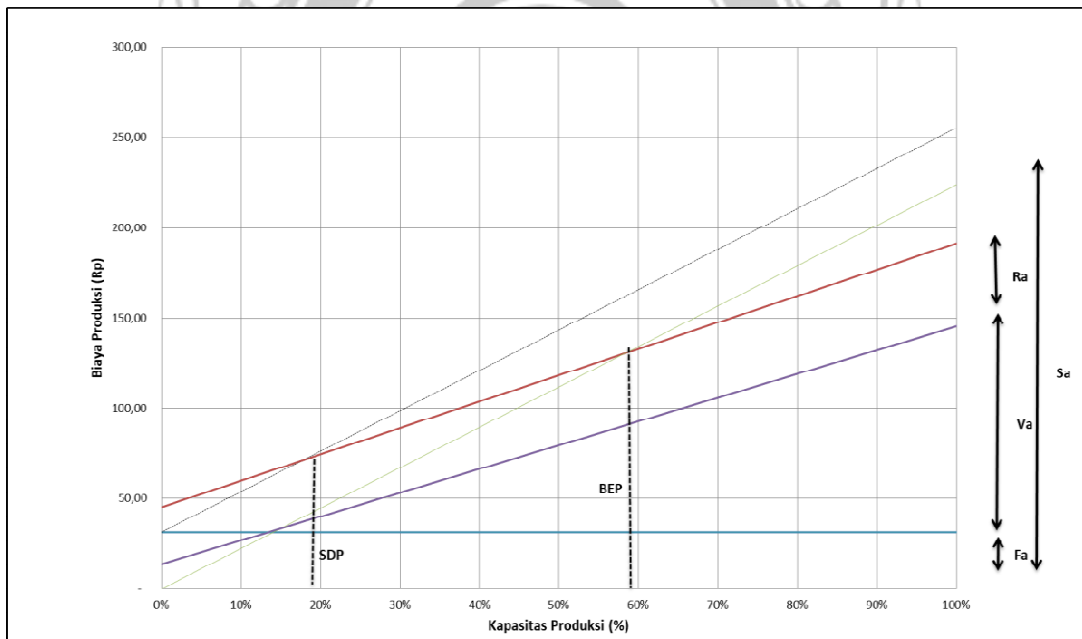
No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya tetap (FC)	31.540.079.084
2	Biaya variabel (VC)	
	❖ Bahan Baku	93.400.825.057
	❖ Utilitas	18.685.067.153
	❖ Royalti	1.868.506.715
		113.954.398.926
3	Biaya semi variable (SVC)	
	❖ Gaji Karyawan	9.462.000.000
	❖ Pengawasan, 3%TPC	5.605.520.146
	❖ Perbaikan	3.493.363.190
	❖ <i>Operating Supplies</i>	389.336.319
	❖ Laboratorium	946.200.000
	❖ <i>General Expenses</i>	16.816.560.438
	❖ <i>Plant Overhead Cost</i>	9.342.533.577
		46.015.513.669
4	Total Penjualan (S)	223.904.522.160

Kapasitas	0%	100%
FC	Rp 31.540.079.084	Rp 31.540.079.084
VC	Rp. -	Rp. 113.954.398.926
SVC	Rp. 13.804.654.101	Rp. 46.015.513.669
Pengeluaran total	Rp. 45.344.733.185	Rp. 191.509.991.679
Penjualan total	Rp. -	Rp. 223.904.522.160

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100\% = 58,33\%$$

F. Shut Down Point (SDP)

$$BEP = \frac{0,3 \times SVC}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100\% = 17,76\%$$



Gambar E1. Grafik *Break Event Point*