

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



DISUSUN OLEH :

Amelia Meity Gusminanda 121160145

Muhammad Fakhrizal Afif 121160181


**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"
YOGYAKARTA**

2023

HALAMAN PENGAJUAN

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

SKRIPSI



Diajukan kepada Program Studi S1 Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri
Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta
Guna melengkapi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh :

Amelia Meity Gusminanda 121160145
Muhammad Fakhrizal Afif 121160181

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”
YOGYAKARTA

2023

HALAMAN PENGESAHAN

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI



Disusun oleh :

Amelia Meity Gusminanda **121160145**
Muhammad Fakhrizal Afif **121160181**

Yogyakarta, Januari 2023

Disetujui untuk Program Studi S1 Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Dosen Pembimbing I

Assoc. Prof. Dr. Eng. Yulius Deddy Hermawan, S.T., M.T.

NIP. 19721022 202121 1 003

Dosen Pembimbing II

Ir. Faizah Hadi, M.T.

NIK. 19620730 199103 2 001

CATATAN PENDADARAN

<i>Nama – NIM</i>	: 1. <i>Amelia Meity Gusminanda / 121160145</i> 2. <i>Muhammad Fakhrizal Afif / 121160181</i>
<i>Waktu Pelaksanaan</i>	: <i>Senin, 16 Januari 2023 / 10.50 – 14.00</i>
<i>Tempat Pelaksaan</i>	: <i>Luring – Ruang II.1 JTK</i>
<i>Dosen Pembimbing</i>	: 1. <i>Assoc. Prof. Dr. Eng. Yulius Deddy Hermawan., ST., MT.</i> 2. <i>Ir. Faizah Hadi., MT.</i>
<i>Dosen Penguji</i>	: 1. <i>Ir. Mahreni., MT., Ph.D.</i> 2. <i>Siswanti., ST., MT.</i>

DAFTAR PERTANYAAN :

1. Apa alasan atap tangki berbeda?

Jawab :

Pemilihan atap pada tangki dapat dilihat dari sifat bahan di dalamnya, dengan jenis atap tangki sebagai berikut :

Conical roof : Untuk bahan dengan sifat tidak mudah menguap (non volatile) dan tidak bersifat korosif. Sehingga dapat menggunakan jenis atap ini.

Thorispherical : untuk bahan dengan sifat yang mudah menguap (volatile) serta bersifat korosif.

2. Apa yang menentukan penggunaan Heat Exchanger?

Jawab :

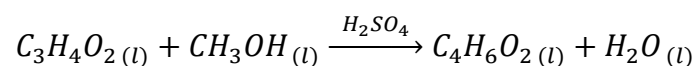
Luas transfer panas. Ada 2 jenis heat exchanger yang dipakai, yaitu :

Shell & Tube : apabila luas transfer panas $>100\text{ft}^2$

Double Pipe : apabila luas transfer panas $<100\text{ft}^2$

3. Tuliskan reaksi yang terjadi pada reactor serta stoikiometri?

Jawab :



Komponen	Simbol	Masuk	Reaksi	Keluar
$C_3H_4O_2$	A	C_{A0}	$-C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot (1 - X_A)$
CH_3OH	B	C_{B0}	$-C_{A0} \cdot X_A$	$C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A$
$C_4H_6O_2$	C	C_{C0}	$C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot X_A$
H_2O	D	C_{D0}	$C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot X_A$
TOTAL		C_{T0}	0	C_T

4. Berapa perbandingan asam akrilat dan methanol?

Jawab :

Perbandingan mol reaktan antara asam akrilat dengan metanol yang digunakan adalah 1 : 2

5. Mengapa pada US. Patent 3.875.212 didapatkan kesimpulan bahwa asam akrilat dan methanol memiliki tekanan 1 atm, sedangkan pada reactor yang digunakan memiliki kondisi operasi tekanan 2 atm dan suhu 80°C?

Jawab :

Menaikan tekanan dari 1 atm menjadi 2 atm ini dikarenakan ingin menjaga fasa dari methanol yaitu cair. Jika tekanan tetap atmosferik, maka methanol dapat berubah fasa, karena methanol sendiri memiliki titik didih sebesar 64,7°C.

6. Apa yang terjadi di dalam dekanter?

Jawab :

Fluida masuk mengisi dekanter, komponen yang memiliki densitas tinggi akan menjadi fase berat dan komponen dengan densitas rendah akan menjadi fase ringan. Pemisahan fase ini juga dipengaruhi oleh komponen-komponen apakah saling melarutkan atau tidak

7. Kenapa pada material handling bahan baku asam akrilat harus dijaga agar wadah selalu dalam keadaan tertutup rapat dan terkunci?

Jawab :

Karena jika terbuka maka uap dari asam dapat menyebarkan ke lingkungan

8. Kenapa pada material handling bahan baku asam akrilat harus menghindari penambahan air ke dalam zat?

Jawab :

Untuk menghindari panas kelarutan yang berlebih, sehingga bisa memicu ledakan.

9. Mengapa lubang keluaran tangki berada di atas dan tidak berada di bawah?

Jawab :

Sebaiknya lubang keluaran tangki berada di bagian bawah/dasar dikarenakan untuk tidak adanya cairan yang tersisa pada tangki.

10. Fungsi tanggul di dalam decanter?

Jawab :

Berfungsi untuk memisahkan campuran cairan dengan *light component* dimana cairan *light component* akan *overflow* melewati tanggul, sehingga produk *light component decanter* dapat terpisah.

11. Jelaskan neraca massa di sekitar menara distilasi bagian atas dan bawah?

Jawab :

Neraca massa total MD, $\text{Feed} = \text{Distilate} + \text{Bottom}$

Neraca massa sekitar MD bagian atas, $\text{Vapour} = \text{Distilate} + \text{Reflux}$

Neraca massa sekitar MD bagian bawah, $\text{Liquid} = \text{Vapour} + \text{Bottom}$

12. Apa tujuan pada Bak Air Bersih?

Jawab :

Untuk menampung air sementara sebelum diumpankan menuju kebutuhan air hidran + air servis, air perkantoran/ air sanitasi, *water makeup cooling tower* dan air kebutuhan steam.

13. Apa fungsi dari daerator ?

Jawab :

Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, CO₂, O₂, dll.

14. Apa maksud dari high risk pada analisa ekonomi?

Jawab :

Salah satu pertimbangan yaitu tekanan, suhu, sulitnya safety pada bahan yang mudah meledak, sehingga biaya untuk safety itu akan relatif mahal. Jadi akhirnya modal yang ditanamkan akan lebih banyak untuk kebutuhan safety.

Oleh sebab itu hasil high risk diharapkan diperoleh hasil POT lebih cepat dalam pengembalian modal.

15. Apa maksud UPL pada pabrik ini?

Jawab :

UPL adalah unit pengelolaan lanjut dimana hasil samping selanjutnya dikelola oleh pihak ketiga.

16. Bahan baku diperoleh darimana?

Jawab :

Bahan baku metil akrilat yaitu asam akrilat dan methanol. Dimana asam akrilat diperoleh dari PT. Nippon Shokubai Indonesia, Cilegon. Dan methanol diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri, Bontang. Sedangkan bahan baku asam sulfat sebagai katalisator diperoleh dari PT. Petrokimia, Gresik.

17. Apa kegunaan produk Anda?

Jawab :

Metil Akrilat adalah senyawa kimia yang biasanya digunakan dalam bahan baku pada produksi polimer. Polimer ini digunakan untuk bahan baku pembuatan cat, binder untuk industry kulit, kertas, dan tekstil serta bahan baku untuk kopolimer dari *Acrylic Fiber*.

SARAN :

1. Dekanter yang dipakai sebaiknya berbentuk vertikal karena dapat membentuk *interface* yang jelas.
2. Sebaiknya Accumulator 01 (ACC-01) ditiadakan, jika dekanter yang dipakai adalah horizontal. Karena pada dekanter horizontal dilengkapi tanggul di dalamnya untuk menyimpan cairan fase ringan yang *overflow*. Namun, jika memakai dekanter vertikal maka perlu adanya Accumulator 01 (ACC-01), karena untuk menampung cairan keluaran dari dekanter.
3. Sebaiknya pabrik didirikan di Cilegon, karena untuk mendekati pabrik bahan baku yaitu Asam Akrilat dari PT. Nippon Shokubai Indonesia yang juga berlokasi di Cilegon. Namun, pemasaran produk juga perlu dipertimbangkan untuk pabrik-pabrik di sekitar.

PRAKATA

Puji syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas segala rahmat dan hidayah-Nya sehingga Skripsi dengan judul **“Prarancangan Pabrik Kimia Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Metanol Kapasitas Produksi 30.000 Ton/Tahun”** ini dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas yang diwajibkan bagi setiap mahasiswa sebagai syarat memperoleh gelar sarjana pada Program Studi S1 Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data *patent*, materi akademik, dan sebagainya.

Penyusun mengucapkan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang telah banyak membantu sehingga tersusunnya Skripsi ini :

1. Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T., sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia.
2. Assoc. Prof. Dr. Eng. Yulius Deddy Hermawan, S.T., M.T., dan Ir. Faizah Hadi, M.T., selaku dosen pembimbing penyusun skripsi atas bimbingan dan arahan yang diberikan selama mengerjakan skripsi.
3. Seluruh pihak yang telah membantu dalam penyusunan skripsi.

Penyusun juga mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun untuk kesempurnaan penyusunan skripsi ini. Akhir kata semoga skripsi ini dapat memberi manfaat bagi penyusun khususnya dan pembaca pada umumnya.

Yogyakarta, Januari 2023

(Penyusun)

INTISARI

Pabrik Metil Akrilat dari Asam akrilat dan Metanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan didirikan di Kawasan Ekonomi Khusus Java Integrated Industrial and Port Estate (JIPE), Manyar, Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 4 hektar. Bahan baku asam akrilat dapat dibeli dan diperoleh dari PT Nippon Shokubai Indonesia yang terletak di Cilegon dan metanol diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur yang dikirim melalui jalur laut menggunakan kapal. Sedangkan bahan baku asam sulfat sebagai katalisator dapat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik, Jawa Timur. Pabrik metil akrilat beroperasi secara kontinyu selama 330 hari efektif dalam satu tahun dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 166 orang.

Proses pembuatan Metil Akrilat diawali dengan reaksi esterifikasi antara asam akrilat dan metanol dengan perbandingan mol 1 : 2 dengan bantuan asam sulfat sebagai katalis, reaksi berjalan secara eksotermis pada dua Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun secara seri dengan kondisi operasi yang sama yaitu suhu 80°C dan tekanan 2 atm, serta konversi yang dihasilkan untuk Reaktor 1 (R-01) dan Reaktor 2 (R-02) secara berturut-turut yaitu 82,27% dan 99,00%. Hasil R-02 selanjutnya dialirkan kedalam dekanter (DC-01). Hasil bawah DC-01 dialirkan menuju Reaktor (R-01) untuk direcycle dan sebagian dialirkan menuju UPL. Selanjutnya overflow DC-01 dialirkan ke menara distilasi 1 (MD-01), metanol yang menjadi hasil atas dari MD-01 di recycle kembali menuju R-01 dan hasil bawah yang berisi produk metil akrilat dan air kemudian dimurnikan lagi di menara distilasi (MD-02). Hasil atas MD-02 berupa produk Metil Akrilat dengan kemurnian 99,85% selanjutnya dialirkan menuju Tangki Penyimpanan (T-04) untuk disimpan dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Untuk mendukung jalannya proses produksi dan operasional Pabrik Metil Akrilat membutuhkan unit utilitas air sebanyak 199.907,44 kg/jam dengan air make up sebanyak 13.579,02 kg/jam yang dibeli dari Instalasi Pengolahan Air unit utilitas di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE, Manyar, Gresik, sedangkan untuk steam dibutuhkan sebanyak 6.549,74 kg/jam, udara tekan sebanyak 50 m³/jam. Daya listrik terpasang sebesar 100 kW diperoleh dari BKMS/PLN dan untuk cadangan digunakan generator diesel dengan daya sebesar 100 kW, bahan bakar boiler sebesar 399,11 liter/jam dan bahan bakar generator sebesar 3.253 liter/tahun.

Produk Metil Akrilat dijual dengan harga Rp45.852,03/kg. Ditinjau dari segi ekonomi, Pabrik Metil Akrilat ini membutuhkan Fixed Capital Investment (FCI) sebesar \$3.954.079 ditambah Rp304.784.230.155 dan Working Capital (WC) sebesar Rp558.609.316.485. Berdasarkan analisis ekonomi Pabrik Metil Akrilat ini, diperoleh nilai Return of Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 48,93% dan 44,04%. Pay Out Time (POT) Pabrik Metil Akrilat sebelum dan sesudah pajak yaitu selama 1,70 tahun dan 1,85 tahun. Untuk nilai Break Even Point (BEP) diperoleh nilai 42,93% dan Shut Down Point (SDP) 19,60%. Kemudian Discounted Cash Flow Rate (DCFR) diperoleh nilai sebesar 28,2%. Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik Metil Akrilat layak dikaji lebih lanjut.

Kata Kunci : *esterifikasi, reaktor alir tangki berpengaduk, asam akrilat, metanol, metil akrilat.*

DAFTAR ISI

HALAMAN COVER	i
HALAMAN PENGAJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
CATATAN PENDADARAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	viii
INTISARI.....	ix
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Prospek Pasar.....	2
1.2.1. Data Ekspor – Impor.....	2
1.2.2. Prediksi Kapasitas.....	4
1.2.3. Sasaran Pasar	7
1.3. Lokasi Pabrik	8
1.4. Tinjauan Pustaka.....	13
1.4.1. Tinjauan Berbagai Proses	13
1.4.2. Pemilihan Proses.....	15
1.4.3. Tinjauan Termodinamika	17
1.4.4. Tinjauan Kinetika	21
BAB II PROSES PRODUKSI.....	24
2.1. Spesifikasi Bahan	24
2.2. Deskripsi Proses	30
2.3. Diagram Alir	33
2.3.1. Diagram Alir Kualitatif	33
2.3.2. Diagram Alir Kuantitatif	34
2.3.3. <i>Process Engineering Flow Diagram</i>	35
2.4. Tata Letak	36

2.4.1. Tata Letak Alat Proses.....	36
2.4.2. Tata Letak Pabrik Metil Akriolat.....	37
2.5. Spesifikasi Alat Proses	39
BAB III NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	87
3.1. Neraca Massa.....	87
3.2. Neraca Energi	89
BAB IV UTILITAS	95
4.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	95
4.2. Unit Penyedia Steam	96
4.3. Unit Penyedia Listrik.....	96
4.4. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	96
4.5. Unit Penyedia Udara Tekan.....	97
4.6. Spesifikasi Alat Utilitas	97
4.7. Diagram Alir Utilitas	119
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN	126
5.1. Bentuk Badan Usaha	126
5.2. Struktur Organisasi Perusahaan.....	127
5.3. Rencana Kerja Karyawan	129
5.4. Jumlah Tenaga Kerja	131
5.5. Jenjang Pendidikan	134
5.6. Sistem Penggajian Karyawan	135
5.7. Fasilitas dan Jaminan Sosial	135
BAB VI EVALUASI EKONOMI	137
6.1. Modal Investasi (<i>Capital Investment</i>).....	137
6.2. Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	138
6.3. Analisa Keuntungan (Laba).....	138
6.4. Analisa Kelayakan Ekonomi	139
BAB VII KESIMPULAN	141
DAFTAR PUSTAKA	142
LAMPIRAN.....	145

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perkembangan Data Impor Metil Akrilat di Indonesia	2
Tabel 1.2. Data Impor Metil Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019	2
Tabel 1.3. Data Ekspor Metil Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019.....	3
Tabel 1.4. Data Ekspor Asam Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019.....	3
Tabel 1.5. Data Ekspor Metanol di Berbagai Negara Tahun 2019	3
Tabel 1.6. Perkembangan Data Impor Metil Akrilat di Indonesia	4
Tabel 1.7. Data Kapasitas Pabrik Asam Akrilat <i>Existing</i> di Dunia.....	5
Tabel 1.8. Data Kapasitas Pabrik Metanol <i>Existing</i> di Dunia.....	6
Tabel 1.9. Data Kapasitas Pabrik Metil Akrilat <i>Existing</i> di Dunia	6
Tabel 1.10. Harga Bahan Baku dan Produk Proses Asetilen	15
Tabel 1.11. Harga Bahan Baku dan Produk Proses Esterifikasi.....	16
Tabel 1.12. Matriks Pemilihan Proses.....	16
Tabel 1.13. Data Kapasitas Panas ($C_p f(T)$) dan Panas Pembentukan 298K ..	17
Tabel 1.14. Data Energi Gibbs 298K	19
Tabel 1.15. Tabel Stoikiometri.....	21
Tabel 1.16. Neraca Mol.....	22
Tabel 2.1. Data Kelarutan Masing-masing Bahan.....	30
Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor (R – 01)	87
Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor (R – 02)	87
Tabel 3.3. Neraca Massa Dekanter (DC – 01).....	87
Tabel 3.4. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 01).....	88
Tabel 3.5. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 02).....	88
Tabel 3.6. Neraca Massa Arus Recycle.....	88
Tabel 3.7. Neraca Panas Reaktor (R – 01)	89
Tabel 3.8. Neraca Panas Reaktor (R – 02)	89
Tabel 3.9. Neraca Panas Dekanter (DC – 01)	90
Tabel 3.10. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 01).....	90
Tabel 3.11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 02).....	90
Tabel 3.12. Neraca Panas Kondensor (CD – 01).....	91
Tabel 3.13. Neraca Panas Kondensor (CD – 02).....	91

Tabel 3.14. Neraca Panas Reboiler (RB – 01).....	91
Tabel 3.15. Neraca Panas Reboiler (RB – 02).....	92
Tabel 3.16. Neraca Panas Heater (HE – 01).....	92
Tabel 3.17. Neraca Panas Heater (HE – 02).....	92
Tabel 3.18. Neraca Panas Heater (HE – 03).....	93
Tabel 3.19. Neraca Panas Heater (HE – 04).....	93
Tabel 3.20. Neraca Panas Cooler (CL – 01).....	93
Tabel 3.21. Neraca Panas Cooler (CL – 02).....	93
Tabel 4.1. Konfigurasi Instrumentasi dan Pengendalian Proses	124
Tabel 5.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	130
Tabel 5.2. Rincian Jumlah Karyawan.....	131
Tabel 5.3. Rincian Jumlah Karyawan Shift.....	133
Tabel 5.4. Rincian Jumlah Karyawan Bagian Produksi	133
Tabel 5.5. Rincian Jumlah Karyawan Bagian Utilitas	133
Tabel 5.6. Kriteria Jenjang Pendidikan	134

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Impor Metil Akrilat di Indonesia	4
Gambar 1.2. Fasilitas Penunjang Kawasan Ekonomi Khusus JIPE	10
Gambar 1.3. Sumber Energi dan Fasilitas Pengolahan Air di KEK JIPE	10
Gambar 1.4. Kemudahan Berbisnis di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE	11
Gambar 1.5. Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Metil Akrilat di KEK JIPE	12
Gambar 1.6. Struktur Kimia Metil Akrilat	13
Gambar 1.7. Diagram Alir Proses Asetilen	14
Gambar 1.8. Diagram Alir Proses Esterifikasi	14
Gambar 1.9. Perhitungan <i>Enthalpy</i> Reaktor	18
Gambar 2.1. Struktur Molekul Asam Akrilat	24
Gambar 2.2. Struktur Molekul Metanol	25
Gambar 2.3. Struktur Molekul Asam Sulfat	26
Gambar 2.4. Struktur Molekul Metil Akrilat	28
Gambar 2.5. Struktur Molekul Air	29
Gambar 2.6. Diagram Alir Kualitatif	33
Gambar 2.7. Diagram Alir Kuantitatif	34
Gambar 2.8. Process Engineering Flow Diagram	35
Gambar 2.9. Tata Letak Alat Proses	36
Gambar 2.10. Tata Letak Pabrik Metil Akrilat	38
Gambar 4.1. Diagram Alir Utilitas	119
Gambar 4.2. Diagram Alir Distribusi Air Pendingin	120
Gambar 4.3. Diagram Alir Distribusi Steam	121
Gambar 4.4. Diagram Alir Distribusi Listrik	122
Gambar 4.5. Diagram Alir Distribusi Udara Tekan	123
Gambar 5.1. Struktur Organisasi Perusahaan	128
Gambar 6.1. Grafik Analisa Ekonomi	140



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

**BAB I
PENDAHULUAN**

1.1. Latar Belakang

Di negara yang sedang berkembang, Indonesia belum seluruhnya dapat menghasilkan produk kimia sendiri dalam memenuhi kebutuhan dalam sektor industri kimia. Perkembangan industri kimia yang semakin meningkat dari tahun ke tahun menyebabkan Indonesia banyak mengembangkan pabrik-pabrik industri baru yang tidak hanya memenuhi kebutuhan dalam negeri, namun juga berorientasi ekspor.

Produk dan bahan baku yang masih sering kita impor salah satunya adalah metil akrilat. Metil Akrilat adalah senyawa kimia yang biasanya digunakan dalam bahan baku pada produksi polimer. Polimer ini digunakan untuk bahan baku pembuatan cat, binder untuk industri kulit, kertas, dan tekstil serta bahan baku untuk kopolimer dari *Acrylic Fiber*.

Begitu banyak manfaat dari metil akrilat sehingga pendirian pabrik metil akrilat di Indonesia tentu berdampak baik bagi industri-industri yang menggunakan dalam proses-proses kimia akan semakin mudah untuk mendapatkannya didalam negeri. Oleh karena itu, kebutuhan akan metil akrilat akan meningkat dari tahun ke tahun sejalan dengan program pemerintah dalam pengembangan industri hilir dimana kebutuhannya baru dapat dipenuhi dari impor dari negara-negara maju, metil akrilat dapat dihasilkan melalui reaksi esterifikasi antara asam akrilat dan methanol dengan bantuan katalis asam sulfat sebagai katalisator.

Selama ini kebutuhan metil akrilat baru dapat dipenuhi dari impor negara-negara maju seperti Jepang, Singapore, Amerika, China, dll. Dengan didirikannya pabrik metil akrilat diharapkan dapat membantu terpenuhinya kebutuhan metil akrilat di dalam negeri serta dapat menambah penanan Indonesia dalam bidang industri kimia. Disamping itu, dengan didirikannya pabrik metil akrilat dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan diharapkan dapat memacu berdirinya



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk metil akrilat sebagai bahan baku industrinya.

1.2. Prospek Pasar

1.2.1. Data Ekspor – Impor

Di Indonesia (dalam negeri) belum ada pabrik metil akrilat sehingga tidak ada ekspor keluar negeri. Berdasarkan data statistik, kebutuhan metil akrilat di Indonesia enam tahun terakhir relatif tidak konstan tergantung kebutuhan pabrik di Indonesia. Kebutuhan metil akrilat yang diimpor Indonesia dari luar negeri untuk tahun 2014 hingga tahun 2019 dapat dilihat pada **Tabel 1.1**.

- **Data Impor**

Di Indonesia kebutuhan akan metil akrilat saat ini masih mengandalkan impor dari beberapa negara. Berikut ini merupakan data impor dari badan pusat statistika (BPS) 2020 :

Tabel 1.1. Perkembangan Data Impor Metil Akrilat di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
1	2014	27.465,27
2	2015	25.987,93
3	2016	17.463,99
4	2017	29.742,59
5	2018	26.362,80
6	2019	26.323,78

(Badan Pusat Statistika, 2020)

Tabel 1.2. Data Impor Metil Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019

No	Negara	Jumlah (Ton/Tahun)
1	Canada	27.465,27
2	Chile	25.987,93
3	Japan	17.463,99
4	Poland	29.742,59
5	Switzerland	26.362,80



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

6	Hongkong	15.783,23
---	----------	-----------

(www.data.un.org)

- Data Ekspor

Tabel 1.3. Data Ekspor Metil Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019

No	Negara	Jumlah (Ton/Tahun)
1	Amerika	252.629,43
2	Canada	162,92
3	Czech Rep.	46.989,48
4	Japan	31.489,34
5	Poland	469,91
6	Singapore	24.227,07
7	Switzerland	1.924,23

(www.data.un.org)

Tabel 1.4. Data Ekspor Asam Akrilat di Berbagai Negara Tahun 2019

No	Negara	Jumlah (Ton/Tahun)
1	Amerika	29.402,54
2	Hong Kong	39,76
3	Czech Rep.	15.720,57
4	Japan	70.277,21
5	Poland	333,23
6	Switzerland	90,83

(www.data.un.org)

Tabel 1.5. Data Ekspor Metanol di Berbagai Negara Tahun 2019

No	Negara	Jumlah (Ton/Tahun)
1	Amerika	2.376.900,19
2	Azerbaijan	388.393,55
3	Canada	415.169,44
4	Chile	862.015,12
5	Poland	143.783,78



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

(www.data.un.org)

1.2.2. Prediksi Kapasitas

Kapasitas produksi dari pabrik akan memengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam perancangan pabrik, semakin besar kapasitas produksinya maka kemungkinan keuntungannya juga semakin besar. Namun ada faktor-faktor lain yang harus dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas produksi seperti kebutuhan pasar, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produksi pabrik yang sudah berdiri atau *existing*.

1) Kebutuhan Metil Akrilat di Indonesia

Berikut ini merupakan data impor dari Badan Pusat Statistika (BPS) pada tahun 2014 – 2019 :

Tabel 1.6. Perkembangan Data Impor Metil Akrilat di Indonesia

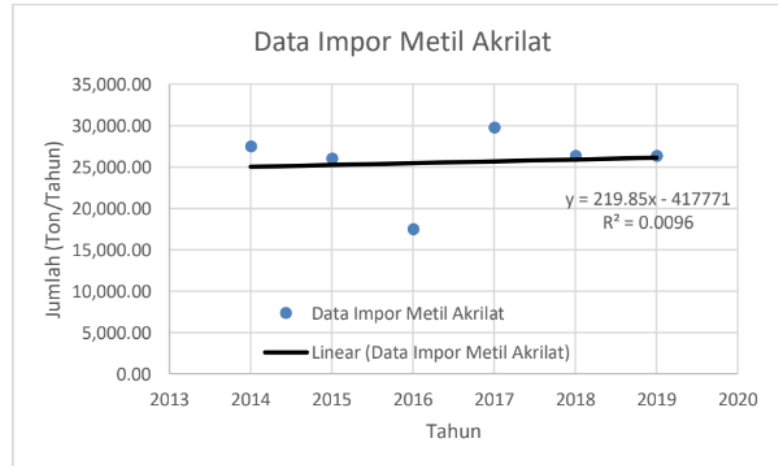
No	Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
1	2014	27.465,27
2	2015	25.987,93
3	2016	17.463,99
4	2017	29.742,59
5	2018	26.362,80
6	2019	26.323,79

(Badan Pusat Statistika, 2020)

Berdasarkan data impor metil akrilat diatas, diperoleh grafik linier sebagai berikut :



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 1.1. Grafik Impor Metil Akrilat di Indonesia

Dari Gambar 1.1., dapat diperoleh persamaan regresi linier $y = 219,85(X) - 414.771$, untuk mengetahui kebutuhan metil akrilat pada tahun 2030.

$$\begin{aligned}y &= 219,85 (X) - 417771 \\ &= 219,85 (2030) - 417771 \\ &= 446295,5 - 417771 \\ &= 28.524,5 \approx 30.000 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

2) Ketersediaan Bahan Baku

Pengadaan bahan baku pembuatan *methyl acrylate* adalah *acrylic acid* dan *methanol*. Kedua bahan baku tersebut dapat dipenuhi seluruhnya dari dalam negeri yaitu *acrylic acid* yang diperoleh dari PT Nippon Shokubai Indonesia yang berlokasi di Cilegon, Banten. PT Nippon Shokubai Indonesia memproduksi *acrylic acid* dengan kapasitas 240.000 ton/tahun yang mana merupakan produsen terbesar di Asia Tenggara untuk produk *acrylic acid* dan turunannya.

Tabel 1.7. Data Kapasitas Pabrik Asam Akrilat *Existing* di Dunia

Nama Perusahaan	Kapasitas	Negara	Website
Gazprom Neftekhim Salavat	80.000	Russia	Salavat- neftekhim.gazprom.com
Mitsubishi Chemical Corp.	90.000	Jepang	www.m-chemical.co.jp



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

BASF	160.000	Brazil	www.basf.com
BASF – Sinopec	190.000	China	www.basf.com
Nippon Shokubai Europe	100.000	Belgia	www.shokubai.co.jp
Nippon Shokubai Indonesia	240.000	Indonesia	www.shokubai.co.jp
Nippon Shokubai Japan	540.000	Jepang	www.shokubai.co.jp
LG Chem	700.000	Korea	www.lgchem.com

Sedangkan bahan baku metanol dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industri, Indonesia yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur, yang mempunyai kapasitas produksi sebesar 660.000 ton/tahun. Sedangkan asam sulfat dapat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik yang berada di Gresik, Jawa Timur.

Tabel 1.8. Data Kapasitas Pabrik Metanol *Existing* di Dunia

Nama Perusahaan	Kapasitas	Negara	Website
Kaltim Methanol Industri	660.000	Indonesia	www.kaltimmethanol.com
Mider Helm Methanol	660.000	Jerman	www.icis.com
OCI Beaumont	840.000	USA	www.oci.nl
Bio MCN	1.000.000	Belanda	www.oci.nl
Natgasoline	1.700.000	USA	www.natgasoline.com
Canadian Methanol	1.800.000	Canada	www.canadianmethanol.com
Methanex	1.300.000	Mesir	www.methanex.com
Methanex	2.000.000	USA	www.methanex.com
Methanex	2.200.000	New Zealand	www.methanex.com

3) Kapasitas Produksi Pabrik yang sudah *Existing*

Untuk memproduksi metil akrilat perlu diperhitungkan juga kapasitas produksi yang menguntungkan. Sebagai perbandingan kapasitas produksi dari berbagai pabrik yang sudah berdiri sebagaimana terlihat pada Tabel 1.9.

Tabel 1.9. Data Kapasitas Pabrik Metil Akrilat *Existing* di Dunia



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Nama Perusahaan	Kapasitas	Negara	Website
Toa Gosei, Co. Ltd	22.000	Jepang	www.toagosei.co.jp
Arkema, Inc.	45.000	USA	www.arkema.com
BASF – YPC	55.000	China	www.basf.com
Singapore Acrylic Esters, Pte. Ltd.	82.000	Singapore	www.toagosei.co.jp

Berdasarkan pada data diatas diketahui bahwa pada tahun 2030 kebutuhan *methyl acrylate* di Indonesia hasil dari regresi linier adalah sebesar 28,534,5 ton/tahun. Sedangkan kapasitas minimal pabrik *methyl acrylate* yang telah berdiri di negara-negara lain adalah sebesar 22.000 ton/tahun dan kapasitas maksimal sebesar 82.000 ton/tahun. Oleh karena itu dapat ditentukan bahwa kapsitas perancangan pabrik *methyl acrylate* yang akan dibangun adalah sebesar 30.000 ton/tahun, sehingga diharapkan :

1. Meningkatkan pendapatan negara disektor industri, serta menghemat impor metil akrilat di Indonesia.
2. Meningkatkan pertumbuhan industri kimia di Indonesia dan mendukung program pemerintah dalam peningkatan industri hulu guna mengukung industri hilir yang berorientasi ekspor dalam menghadapi era pasar bebas.
3. Dapat membuka dan memberi lapangan pekerjaan baru sehingga mengurangi jumlah pengangguran serta meningkatkan tingkat perekonomian masyarakat Indonesia.

1.2.3. Sasaran Pasar

Pabrik metil akrilat ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan metil akrilat di Indonesia. Metil akrilat yang dihasilkan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri terutama industri yang menggunakan metil akrilat sebagai bahan bakunya, seperti dalam industri polimer (poliakrilat). Polimer ini digunakan sebagai bahan perekat, binder untuk industri kulit, kertas, dan untuk komponen kopolimer dan *acrylic fiber*.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

Beberapa contoh industri yang membutuhkan metil akrilat sebagai bahan baku produksinya, yaitu :

1) Industri Cat (Coating)

- PT Nipsea Paint and Chemical Co.Ltd., Gresik Jawa Timur
- PT Avia Avian, Sidoarjo, Jawa Timur
- PT ICI Indonesia, Jakarta

2) Industri Kertas (Paper)

- PT Tjiwi Kimia, Sidoarjo, Jawa Timur
- PT Indah Kiat Pulp & Paper, Tangerang

3) Industri Tekstil

- PT Acryl Textile Mills, Jakarta

1.3. Lokasi Pabrik

Lokasi pendirian pabrik sangat memengaruhi kemajuan dan kelangsungan dari suatu industri. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dapat menekan biaya produksi dan dapat memberikan keuntungan-keuntungan lainnya. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik yaitu antara lain ketersediaan bahan baku, tenaga kerja, lokasi pemasaran, sarana transportasi dan infrastruktur, utilitas, keadaan iklim dan tanah, pengelolaan limbah industri, dan peraturan pemerintah daerah dan keadaan masyarakat setempat.

Pabrik Metil Akrilat direncanakan akan dibangun di Kawasan Ekonomi Khusus Java Integrated Industrial and Port Estate (KEK JIPE), Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Adapun pertimbangan pemilihan lokasi tersebut yaitu :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pabrik metil akrilat ini adalah asam akrilat, methanol, dan asam sulfat. Asam sulfat diperoleh dari PT Nippon Shokubai Indonesia yang berada di Cilegon, Banten. Bahan baku methanol diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur, yang dikirim melalui jalur laut menggunakan kapal. Sedangkan bahan baku katalisator berupa asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik atau PT Petro Jordan Abadi.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

Keberlangsungan ketersediaan bahan baku ini dapat dilakukan dengan melakukan kontrak kerja sama antar kedia belah pihak.

2. Tenaga Kerja

Sumber tenaga kerja di daerah ini cukup banyak dan dapat diperoleh dengan mudah, karena lokasinya yang terletak dikawasan industri, baik tenaga berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga kerja terampil serta tenaga engineer. Penerimaan tenaga kerja untuk pabrik metil akrilat ini dapat mengurangi pengangguran di daerah tersebut.

3. Pemasaran

Pabrik metil akrilat didirikan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan impor. Kabupaten Gresik dan sekitarnya termasuk tempat yang strategis untuk distribusi produk. Lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan tentunya mempermudah proses distribusi produk dalam skala kecil, menengah, maupun besar. Pemilihan lokasi ini juga didasarkan pada konsumen metil akrilat yang sebagian besar pabriknya berada di daerah Jakarta, Jawa Barat, dan Jawa Timur.

4. Sarana Transportasi dan Infrastruktur

Sarana transportasi yang memadai sangat mendukung bagi kelancaran pemasaran produk dan pengadaan bahan baku. Rencana lokasi pabrik yang akan didirikan ini memiliki fasilitas pelabuhan yang tentunya lebih efisien, cepat, serta mempermudah keperluan pengiriman produk baik *domestic* maupun luar negeri.

5. Utilitas

Kebutuhan air untuk proses dan keperluan lainnya cukup tersedia karena di lokasi Kawasan pabrik terdapat fasilitas instalasi pengolahan air bersih untuk industri maupun dengan desalinasi air laut dikarenakan berdekatan dengan tepi laut. Untuk kebutuhan listrik dapat diperoleh dan disuplai dengan membuat generator sendiri, fasilitas power plant, serta membeli dari PLN. Kebutuhan udara tekan akan dimanfaatkan sebagai pengendali untuk alat-alat pabrik yang memerlukan otomasi. Dengan adanya fasilitas ini, diharapkan sistem utilitas dapat terpenuhi.



SKRIPSI PRARANCANGAN PABRIK KIMIA METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

6. Keadaan Iklim dan Tanah

Iklim yang baik (kelembaban udara, intensitas panas matahari, curah hujan, dan angin serta kondisi tanah yang baik memengaruhi kelancaran proses produksi sekaligus menjadi faktor pendorong bagi karyawan untuk bekerja lebih baik dengan keadaan di sekelilingnya yang mendukung.

7. Pengelolaan Limbah Industri

Limbah industri pabrik berupa pencegahan kontaminasi air yang dikelola dikawasan ini memiliki fasilitas pengolahan air limbah, sehingga tidak membahayakan kehidupan di sekitarnya.

8. Peraturan Pemerintah Daerah dan Keadaan Masyarakat Sekitar

Kebijakan yang dikeluarkan oleh pemerintah akan sangat memengaruhi kelangsungan suatu pabrik. Keuntungan bisa diperoleh jika pemerintah memberikan kemudahan kepada pihak pabrik, sedangkan pihak pabrik juga memberikan kontribusi kepada pemerintah berupa pemasukan pajak serta dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat disekitar pabrik, sehingga dapat mengurangi pengangguran. Dan daya dukung pemerintah dan masyarakat di daerah kawasan industri ini cukup baik.

Berikut ini beberapa fasilitas maupun sarana prasarana yang tersedia di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE sebagai penunjang kegiatan industri :

The infographic is divided into three main sections, each with a representative image and a list of key features:

- Fasilitas dan Infrastruktur Lengkap** (Facilities and Complete Infrastructure):
 - > Jalan berstandar internasional, dengan lebar 80 m, 50 m, 30 m
 - > Klasifikasi lokasi untuk industri berat, menengah dan ringan
 - > Fasilitas perkantoran dan area komersial
 - > Sistem pemipaan dan konveyor untuk efisiensi bongkar muat
 - > Fasilitas kepabeanan lengkap
 - > Sistem Perijinan Terpadu untuk kemudahan investasi
 - > Kemudahan Langsung Ijin Konstruksi (KLIK)
- Efisiensi Logistik** (Logistics Efficiency):
 - > Sistem klusterisasi untuk mencegah kontradiktif operasi antar perusahaan industri dan menjamin kelangsungan operasional jangka panjang
 - > Sistem pemipaan dan dermaga curah cair untuk mendukung sektor industri berbahan cair
 - > Biaya logistik untuk bahan baku dan distribusi barang jadi akan lebih hemat dengan pemanfaatan 3 moda konektivitas laut dan darat (pelabuhan laut dalam, kereta api, dan jalan tol)
- Konektivitas** (Connectivity):
 - > Pelabuhan laut dalam -16 LWS.
 - > Koneksi jalan tol langsung dari Surabaya sebagai kota terbesar kedua di Indonesia.
 - > Akses kereta api jalur ganda langsung, terhubung ke titik akses di Pulau Jawa



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

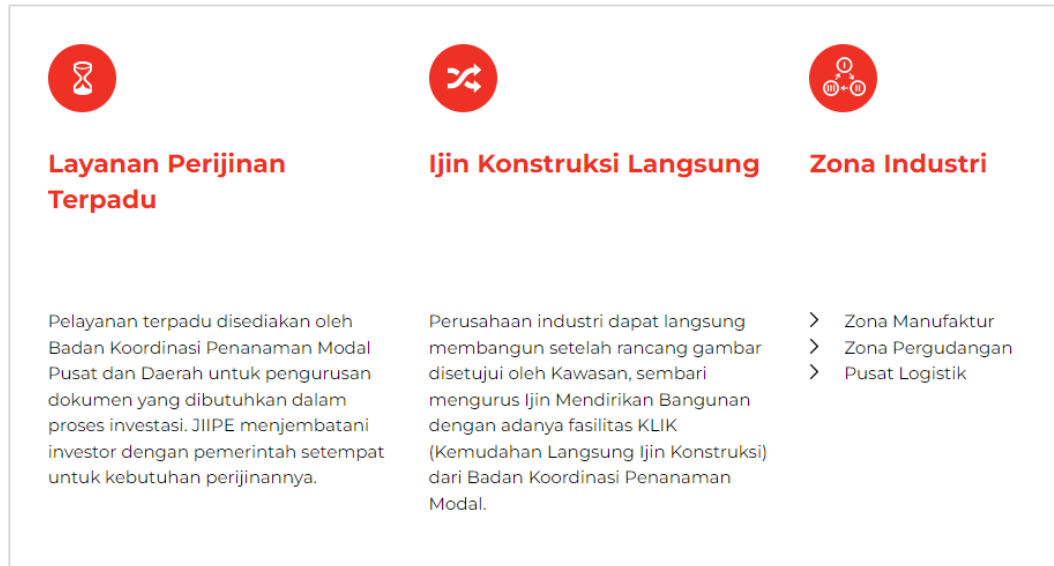
Gambar 1.2. Fasilitas Penunjang Kawasan Ekonomi Khusus JIPE

Power Plant	Water Treatment Plant	Waste Water Treatment Plant
<p>Gas power plant with combined cycle system, efficient and flexible with low emission in minimizing the environmental impact and giving the best quality.</p> <ul style="list-style-type: none">> Electricity PHASE 1 – 23 MW Dual Fuel Power Plant (Gas&liquid fuel oil) <p>PHASE 2:</p> <ul style="list-style-type: none">- 250 MW Dualsource,Dual feeder(Will beready in2023)- 250 MW Dualsource,Dual feeder(Will beready in2025) <p>PHASE 3 – 660 MW</p> <ul style="list-style-type: none">> Gas PHASE 1 – Capacity upto 85 MMSCFD	<p>We supply industrial water with best equipment, system and service to improve your operational reliability, reduce your production cost and support environmental compliance with:</p> <ul style="list-style-type: none">> Phase 1:<ul style="list-style-type: none">- 100 m3/hour/(2400 m3/day) –Sea Water Reverse Osmosis(SWRO) facility- 1500 m3/day from BWRO facility (Recycle)> Phase 2:<ul style="list-style-type: none">- 600 lps or 2160 m3/hour (51840 m3/day)> Phase 3:<ul style="list-style-type: none">- 1000 lps (86,400m3/day)	<p>Advanced technology (MBR) Waste Water treatment plant facilities</p> <ul style="list-style-type: none">> PHASE 1: 2500 m3/day (MBR Technology)

Gambar 1.3. Sumber Energi dan Fasilitas Pengolahan Air di KEK JIPE



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 1.4. Kemudahan Berbisnis di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE

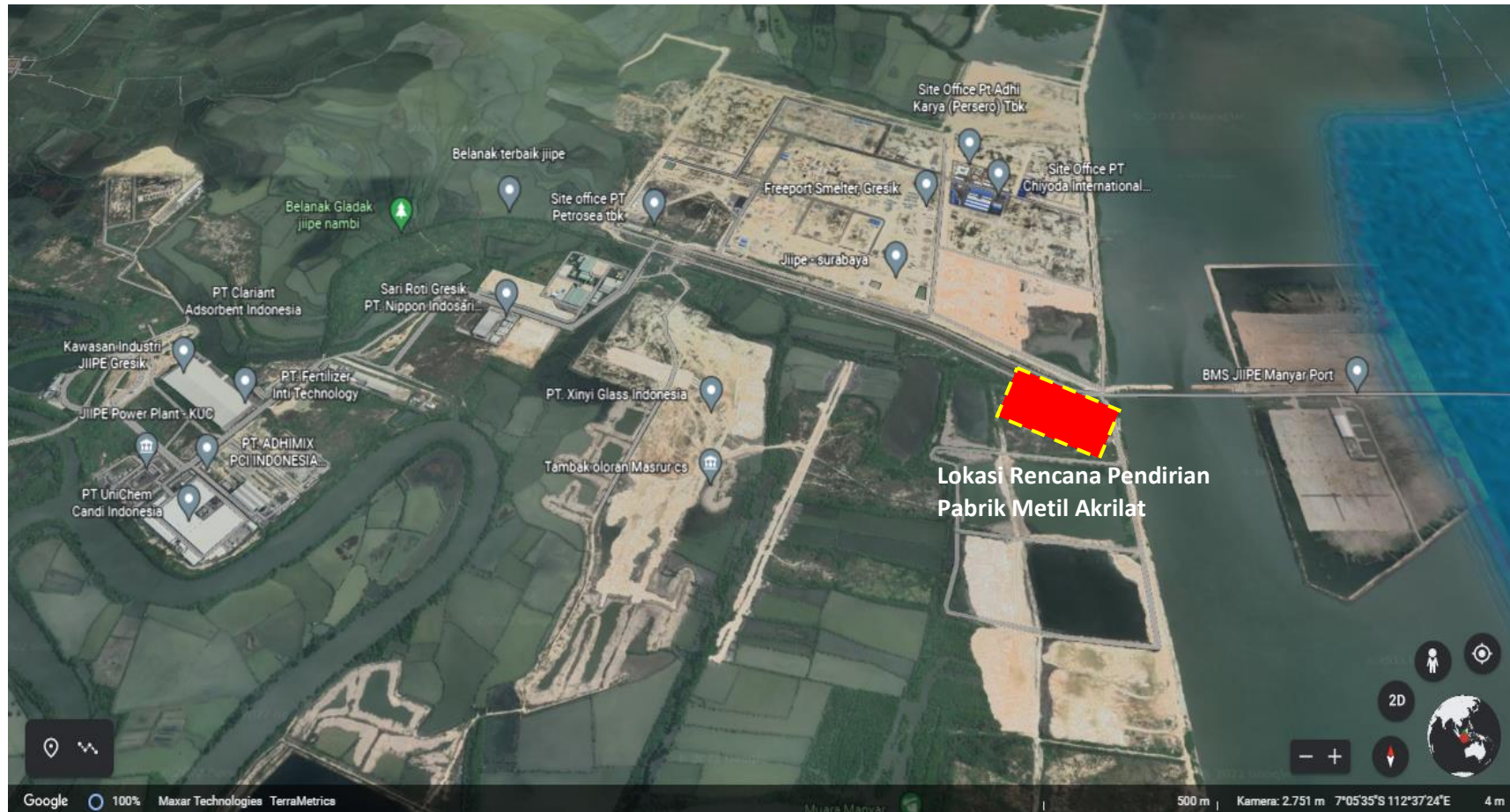
Dengan beberapa pertimbangan diatas, maka dipilih Kawasan Ekonomi Khusus JIPE, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, sebagai lokasi rencana pendirian pabrik metil akrilat. Pemilihan lokasi ini merupakan pilihan yang tepat dikarenakan :

1. Sumber bahan baku memenuhi persyaratan karena relatif cukup dekat dengan daerah penyuplai bahan baku.
2. Sarana transportasi memenuhi karena dekat dengan jalan raya dan pelabuhan yang dibutuhkan untuk ekspor maupun impor bahan baku maupun produk.
3. Kemudahan mendapatkan tenaga kerja karena Kabupaten Gresik merupakan salah satu kota terbesar dan kota industri dengan jumlah penduduk yang relatif cukup banyak.
4. Pengolahan limbah industri, keadaan tanah dan iklim investasi relatif aman dan stabil.

Berikut ini visualiasasi gambar satelit terkait rencana lokasi pembangunan pabrik metil akrilat di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE :



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



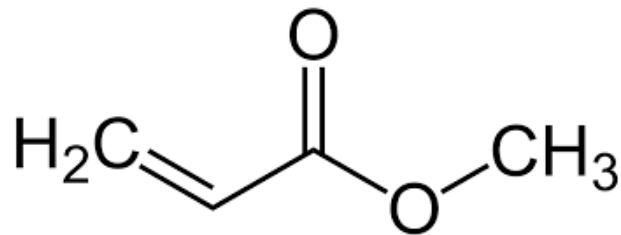
Gambar 1.5. Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Metil Akrilat di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE



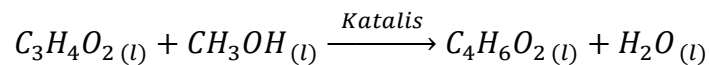
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

1.4. Tinjauan Pustaka

Metil akrilat memiliki rumus kimia $\text{CH}_2\text{CHCOOCH}_3$ merupakan senyawa kimia yang berbentuk cair pada suhu dan tekanan normal. Bahan baku yang digunakan pada proses produksi metil akrilat adalah asam akrilat dan metanol. Metode yang dapat digunakan yaitu salah satunya proses esterifikasi asam akrilat dan metanol dengan temperature $75\text{--}85^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm dalam fase cair yang direaksikan didalam reaktor alir tangki berpengaduk yang dipasang seri pada kondisi *isothermal*. (US Patent 3.875.212)



Gambar 1.6. Struktur Kimia Metil Akrilat



Metil akrilat ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$) adalah bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku produksi polimer (poliakrilat). Polimer ini digunakan sebagai bahan baku pembuatan cat (*coating*), bahan perekat, dan binder untuk industri kulit, kertas dan tekstil serta bahan baku kopolimer dari *acrylic fiber*. (Perdana, 2016)

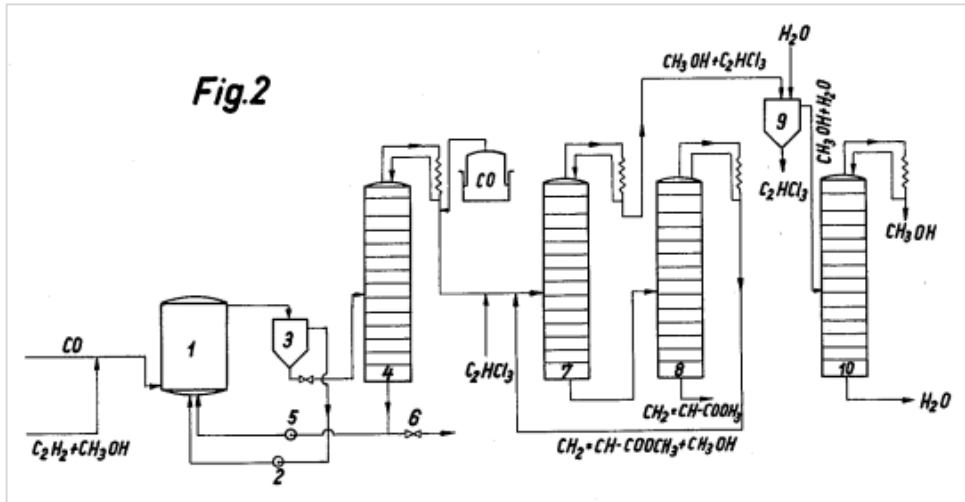
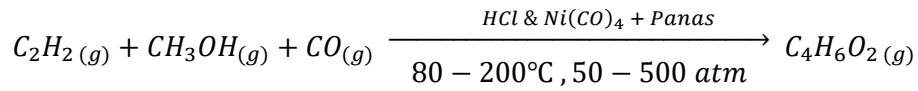
1.4.1. Tinjauan Berbagai Proses

Metil akrilat dalam proses pembuatannya memiliki beberapa metode, antara lain yaitu :

1) Asetilen

Bahan baku yang digunakan pada proses asetilen yaitu asetilena, methanol, karbon monoksida, asam klorida, dan nikel karbonil sebagai katalis. Asetilena direaksikan dengan karbon monoksida dan senyawa hidroksil dalam suasana asam. Reaksi ini berlangsung cepat dengan kisaran 1-6 detik pada suhu $80\text{--}200^\circ\text{C}$ dan tekanan 50-500 atm dengan konversi 91,5%.

Reaksi :



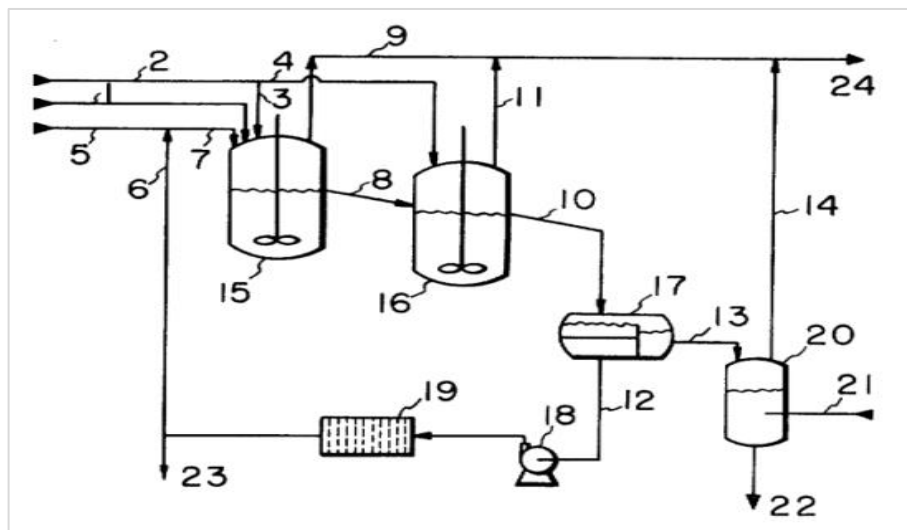
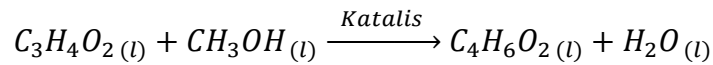
Gambar 1.7. Diagram Alir Proses Asetilen

(US Patent 3.060.228)

2) Esterifikasi

Teknologi esterifikasi asam akrilat adalah proses kontinyu yang dilakukan di reaktor alir tangki berpengaduk. Prosesnya bersifat eksotermis.

Reaksi :



Gambar 1.8. Diagram Alir Proses Esterifikasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Pada proses esterifikasi, asam akrilat direaksikan dengan metanol dengan bantuan katalis asam sulfat membentuk metil akrilat. Reaksi esterifikasi ini berlangsung pada fase cair, suhu operasi berkisar antara 75-85°C dan tekanan atmosfer. Perbandingan mol reaktan antara asam akrilat dengan metanol yang digunakan adalah 1 : 2. Kebutuhan katalisator sebesar 5-50% dari total massa reaktan, reaksi tersebut berlangsung pada reaktor alir tangka berpengaduk dengan yield mencapai 99% dengan waktu reaksi selama 1 jam. Sebelum masuk ke dalam reaktor, fluida melewati pemanas untuk mencapai suhu yang diinginkan reaktor. Dengan menjaga konsentrasi asam sulfat konstan dalam larutan esterifikasi, memisahkan katalis dengan produk esterifikasi yang dihasilkan menjadi lapisan pelarut cair dan lapisan berair dengan dekantasi. Mendaur ulang lapisan berair yang mengandung asam sulfat ke reaktor, pemurnihan ester yang dihasilkan dengan pelarut cair yang terkandung dalam lapisan pelarut cair dengan distilasi.

(US Patent 3.875.212)

1.4.2. Pemilihan Proses

1) Aspek Ekonomi

Untuk menghitung Ekonomi Potensial (EP) dapat menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} EP &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\ &= \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}} \end{aligned}$$

a. Proses Asetilen

Tabel 1.10. Harga Bahan Baku dan Produk Proses Asetilen

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (USD/kg)
C ₂ H ₂	26,04	0,377
CH ₃ OH	32,042	0,386
CO	28,0101	0,00057
C ₄ H ₆ O ₂	86,09	1,956

(www.alibaba.com)

$$\begin{aligned} EP &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\ &= \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}} \end{aligned}$$



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

$$\begin{aligned}
 &= [(1,956 \times 86,09)] - [(0,377 \times 26,04) + (0,386 \times 32,042) \\
 &\quad + (0,00057 \times 28,0101)] \\
 &= \$ 146,19/kmol
 \end{aligned}$$

b. Proses Esterifikasi

Tabel 1.11. Harga Bahan Baku dan Produk Proses Esterifikasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (USD/kg)
C ₃ H ₄ O ₂	72,064	0,823
CH ₃ OH	32,042	0,386
C ₄ H ₆ O ₂	86,09	1,956
H ₂ O	18	0,1

(www.alibaba.com)

$$\begin{aligned}
 EP &= \text{Harga Produk} - \text{Harga Bahan Baku} \\
 &= \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{produk}} - \sum (\text{Harga} \times \text{BM})_{\text{reaktan}} \\
 &= [(1,956 \times 86,09) + (0,1 \times 18)] - [(0,823 \times 72,064) + \\
 &\quad (0,386 \times 32,042)] \\
 &= \$ 99,28/kmol
 \end{aligned}$$

2) Aspek Teknis

Tabel 1.12. Matriks Pemilihan Proses

Parameter	Asetilen	Esterifikasi
Fase	Gas – gas (**)	Cair – cair (***)
Suhu operasi	80 – 200 °C (**)	80°C (***)
Tekanan	50 – 500 atm (*)	1 atm (***)
Waktu reaksi	1 – 6 detik (***)	1 jam (**)
Konversi	80% (**)	99% (***)
Yield	91,5% (**)	99% (***)
Jenis reaktor	Fixed – bed (**)	RATB (***)
Harga katalis	US \$ 25 / kg (*)	US \$ 0,2 / kg (***)
Potensial ekonomi	\$ 146,19 / kmol (***)	\$ 99,28 / kmol (**)
TOTAL	18	25



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Keterangan :

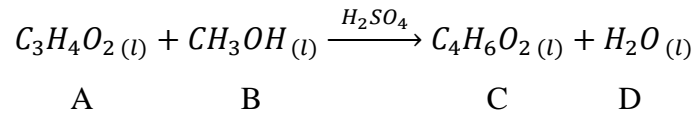
- * = Kurang baik
- ** = Cukup baik
- *** = Sangat baik

Berdasarkan tabel matriks diatas, dapat disimpulkan bahwa pembuatan metil akrilat dengan menggunakan proses esterifikasi dengan katalis asam sulfat lebih menguntungkan dari segi teknis dibandingkan dengan proses asetile, dikarenakan nikel karbonil memiliki sifat sangat beracun sehingga penggunaannya harus dibatasi, selain itu nikel karbonil harganya sangat mahal.

1.4.3. Tinjauan Termodinamika

Tujuan tinjauan termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis atau endotermis) dan mengetahui reaksi dapat berlangsung ataupun tidak.

Reaksi :



Harga $\Delta H^{\circ}f$ dan $\Delta G^{\circ}f$ masing-masing komponen pada suhu 298K didapat dari Yaws dan Perry's sebagai berikut :

1) Menghitung Panas Reaksi

Tabel 1.13. Data Kapasitas Panas ($C_p f(T)$) dan Panas Pembentukan 298K

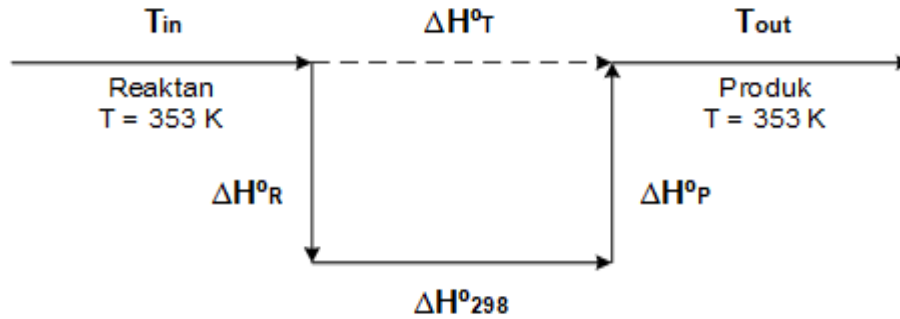
Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)				ΔH_f 298K (kJ/mol)
	A	B	C	D	
$C_3H_4O_2$	-18,242	1,2106	$-3,116 \cdot 10^{-3}$	$3,1409 \cdot 10^{-6}$	-336,23
CH_3OH	40,152	$3,1046 \cdot 10^{-1}$	$-1,0291 \cdot 10^{-3}$	$1,4598 \cdot 10^{-6}$	-201,17
$C_4H_6O_2$	54,109	$8,0399 \cdot 10^{-1}$	$-2,5149 \cdot 10^{-3}$	$3,3155 \cdot 10^{-6}$	-333
H_2O	92,053	$-3,9953 \cdot 10^{-2}$	$-2,1103 \cdot 10^{-4}$	$5,3469 \cdot 10^{-7}$	-241,8

(Yaws, 1999)



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Untuk mengetahui sifat reaksi, dapat dilakukan dengan cara menghitung entalpi reaksi total, yaitu :



Gambar 1.9. Perhitungan *Entalphy* Reaktor

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} \quad \dots(1)$$

Mencari ΔH_{total} :

$$\begin{aligned} \Delta H_{f\ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= [(n \times \Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2) + (n \times \Delta H_f \text{ H}_2\text{O})] - [(n \times \Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2) + \\ &\quad (n \times \Delta H_f \text{ CH}_3\text{OH})] \\ &= [(1 \times -333) + (1 \times -241,8)] - [(1 \times -201,17) + (1 \times -336,23)] \\ &= -37,4 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f\ \text{produk}} &= \int_{298}^{353} C_p \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ dT} + C_p \text{ H}_2\text{O} \text{ dT} \\ &= \int_{298}^{353} (54,109 + 8,0399 \cdot 10^{-1} T - 2,5149 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,3155 \cdot 10^{-6} T^3) + \\ &\quad (92,053 - 3,9953 \cdot 10^{-3} T - 2,1103 \cdot 10^{-4} T^2 + 5,3469 \cdot 10^{-7} T^3) \\ &= \int_{298}^{353} 146,162 + 7,64037 \cdot 10^{-1} T - 2,72593 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,85019 \cdot 10^{-3} T^2 \\ &= 146,162 T + \frac{7,64037 \cdot 10^{-1}}{2} T^2 - \frac{2,72593 \cdot 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{3,85019 \cdot 10^{-6}}{4} T^4 \Bigg|_{298}^{353} \\ &= 146,162 (353 - 298) + \frac{7,64037 \cdot 10^{-1}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{2,72593 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{3,85019 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4) \\ &= 8038,91 + 13678,17 - 15922,51 + 7255,07 \\ &= 13149,6 \text{ J/mol} \approx 13,1496 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f \text{ reaktan}} &= \int_{353}^{298} C_p \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \, dT + C_p \text{CH}_3\text{OH} \, dT \\
 &= \int_{353}^{298} (-18,242 + 1,2106 T - 3,116 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,1409 \cdot 10^{-6} T^3) + \\
 &\quad (40,152 + 3,1046 \cdot 10^{-1} T - 1,0291 \cdot 10^{-3} T^2 + 1,4598 \cdot 10^{-6} T^3) \\
 &= \int_{353}^{298} 21,91 + 1,52106 T - 4,1451 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,6007 \cdot 10^{-6} T^3 \\
 &= 21,91 T + \frac{1,52106}{2} T^2 - \frac{4,1451 \cdot 10^{-3}}{3} T^3 + \frac{4,6007 \cdot 10^{-6}}{4} T^4 \Bigg|_{353}^{298} \\
 &= 21,91 (298 - 353) + \frac{1,52106}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{4,1451 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{4,6007 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4) \\
 &= (-1205,05) + (-27230,78) + 24212,06 + (-8788,78) \\
 &= -13012,5 \text{ J/mol} \approx -13,0125 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{total}} &= \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} \\
 &= [13,1496 + (-37,4) + (-13,0125)] \text{ kJ/mol} \\
 &= -37,263 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Reaksi pembentukan metil akrilat dari asam akrilat dan metanol merupakan reaksi yang berlangsung secara eksotermis, karena nilai ΔH_{total} bernilai negatif.

2) Menghitung Energi Gibbs

Tabel 1.14. Data Energi Gibbs 298K

Komponen	ΔG_f 298 (kJ/mol.K)
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	-286,24
CH_3OH	-162,51
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	-257,32
H_2O	-228,64

(Yaws, 1999)

$$\Delta G = -RT \ln(K) \quad \dots(2)$$

$$\ln(K) = \frac{\Delta G}{-RT} \quad \dots(3)$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}$$

$$\Delta G_{f \text{ 298}} = \Delta G_{f \text{ produk}} - \Delta G_{f \text{ reaktan}}$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned}
 &= [(n \times G_{f\ 298}\ C_4H_6O_2) + (n \times G_{f\ 298}\ H_2O)] - [(n \times G_{f\ 298}\ C_3H_4O_2) + \\
 &\quad (n \times G_{f\ 298}\ CH_3OH)] \\
 &= [(1 \times (-257,32)) + (1 \times (-228,6))] - [(1 \times (-286,06)) + (1 \times (-162,51))] \\
 &= -37,35\ kJ/mol
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \ln(K_0) &= \frac{\Delta G}{-RT} \\
 &= \frac{-37,35\ kJ/mol}{(-8,314 \times 10^{-3}\ kJ/mol.K) \times (298\ K)} \\
 &= 15,075
 \end{aligned}$$

Nilai K pada suhu 80°C atau 353K :

Dari persamaan (3), kita dapat menurunkan konstanta kesetimbangan sebagai fungsi dari temperatur.

$$d\ln(K) = -\frac{1}{R} \frac{d(\Delta G)}{dT} \quad \dots(4)$$

dengan mengambil definisi dari persamaan Gibbs-Helmholtz :

$$\left(\frac{\partial \Delta G}{\partial T} \right)_P = \frac{-\Delta H}{T^2} \quad \dots(5)$$

Maka,

$$d\ln(K) = -\frac{1}{R} \frac{-\Delta H}{T^2} dT \quad \dots(6)$$

persamaan dapat juga dinyatakan sebagai berikut :

$$\frac{d\ln(K)}{d\left(\frac{1}{T}\right)} = -\frac{-\Delta H}{R} \quad \dots(7)$$

Konstanta kesetimbangan reaksi berubah seiring perubahan temperatur :

$$\int_{\ln(K_0)}^{\ln(K)} d\ln(K) = \frac{1}{R} \int_{1/T_1}^{1/T_2} \Delta H d\left(\frac{1}{T}\right) \quad \dots(8)$$

$$\ln(K - K_0) = -\frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right) \quad \dots(9)$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = -\frac{-37,263\ kJ/mol}{8,314 \times 10^{-3}\ kJ/mol.K} \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298}\right) K$$

$$\ln(K - K_0) = -2,3435$$

$$\ln(K) = -2,3435 + \ln(K_0)$$

$$\ln(K) = -2,3435 + 15,075$$

$$\ln(K) = 12,732$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$K = 338405,446$$

Karena harga $K = k_1 / k_2$ besar, maka harga k_2 jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga k_1 sehingga k_2 diabaikan terhadap k_1 dan reaksi dianggap berjalan satu arah (*irreversible*).

$$\begin{aligned}\Delta G_{353} &= -RT \ln K \\ &= (8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}) \times (353 \text{ K}) \times (12,732) \\ &= -37,366 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

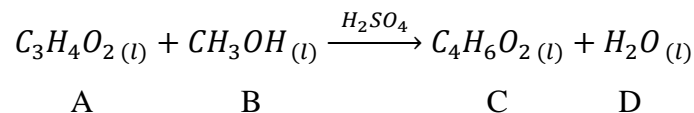
Dari perhitungan diatas, diperoleh ΔG_{353} bernilai negatif yang berarti reaksi berlangsung spontan.

1.4.4. Tinjauan Kinetika

Untuk mengetahui kecepatan reaksi dilakukan tinjauan kinetika. Dari data percobaan US Patent 3.875.212, untuk membuat metil akrilat dari asam akrilat dan metanol dengan reaksi esterifikasi dapat diketahui konstanta kecepatan laju reaksi (k), perbandingan reaktan A : B = 1 : 2 dengan limiting reaktannya yaitu asam akrilat. Kebutuhan katalisator 5-50% dari total massa reaktan. Reaksi pembuatan metil akrilat dari asam akrilat dan metanol merupakan reaksi berorde 2.

(US Patent 3.875.212)

Reaksi :



Tabel 1.15. Tabel Stoikiometri

Komponen	Simbol	Masuk	Reaksi	Keluar
$C_3H_4O_2$	A	C_{A0}	$-C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot (1 - X_A)$
CH_3OH	B	C_{B0}	$-C_{A0} \cdot X_A$	$C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A$
$C_4H_6O_2$	C	C_{C0}	$C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot X_A$
H_2O	D	C_{D0}	$C_{A0} \cdot X_A$	$C_{A0} \cdot X_A$
TOTAL		C_{T0}	0	C_T



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 80°C

Waktu reaksi (t) = 1 jam

Konversi = 99%

Tabel 1.16. Neraca Mol

	C₃H₄O₂	CH₃OH	C₄H₆O₂	H₂O
M	44,12	88,25	0	1,46
R	43,68	43,68	43,68	43,68
S	0,44	44,57	43,68	45,14

Mencari volume total :

$$\begin{aligned}
 F_0 &= \left(\frac{BM_A \times F_{A0}}{\rho_A} \right) + \left(\frac{BM_B \times F_{B0}}{\rho_B} \right) + \left(\frac{BM_C \times F_{C0}}{\rho_C} \right) + \left(\frac{BM_D \times F_{D0}}{\rho_D} \right) + \left(\frac{BM_E \times F_{E0}}{\rho_E} \right) \quad \dots(10) \\
 &= \left(\frac{72 \frac{kg}{kmol} \times 44,12 \text{ kmol}}{0,9821 \text{ kg/L}} \right) + \left(\frac{36 \frac{kg}{kmol} \times 88,25 \text{ kmol}}{0,7334 \text{ kg/L}} \right) + \left(\frac{86 \frac{kg}{kmol} \times 0 \text{ kmol}}{0,8777 \text{ kg/L}} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{18 \frac{kg}{kmol} \times 1,46 \text{ kmol}}{0,9756 \text{ kg/L}} \right) + \left(\frac{98 \frac{kg}{kmol} \times 3,01 \text{ kmol}}{1,764 \text{ kg/L}} \right) \\
 &= 6.966,75 \text{ L}
 \end{aligned}$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_A = k \times C_A \times C_B \quad \dots(11)$$

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} \quad \dots(12)$$

Substitusi persamaan (11) ke persamaan (12) :

$$-\frac{dC_A}{dt} = k \times C_A \times C_B \quad \dots(13)$$

$$C_{A0} \frac{-d(1-X_A)}{dt} = k C_{A0}(1-X_A)(C_{B0} - C_{A0}X_A) \quad \dots(14)$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1-X_A)(C_{B0} - C_{A0}X_A) \quad \dots(15)$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k C_{A0}(1-X_A)(M - X_A) \quad \dots(16)$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$M = C_{B0}/C_{A0} = 2/1 = 2$$

Mencari persamaan integralnya :

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = k C_{A0} \int_0^t dt$$
$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A}{(1-X_A)} + \frac{B}{(2-X_A)}$$

$$1 = (2-X_A)A + (1-X_A)B$$

$$X^0 \rightarrow 1 = 2A + B$$

$$X^1 \rightarrow 0 = -A - B$$

$$A = -B$$

$$1 = -2B + B$$

$$1 = -B$$

$$B = -1$$

$$A = -B$$

$$= -(-1) = 1$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \int_0^{X_A} \left(\frac{1}{(1-X_A)} + \frac{-1}{(2-X_A)} \right)$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = 1 \left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right]$$

$$1 \left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right] = k C_{A0} \int_0^{X_A} dt$$

$$\left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right] = k C_{A0} t$$

$$C_{A0} = \frac{44,12 \text{ kmol/jam}}{6.966,75 \text{ L/jam}} = 0,006059 \text{ kmol/L}$$

Mencari nilai harga k (konstanta laju reaksi) :

$$X_A = 0,99 ; t = 1 \text{ jam}$$

$$k = \frac{\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln 2}{C_{A0} \times t}$$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned} &= \frac{\ln\left(\frac{2-0,99}{1-0,99}\right) - \ln 2}{0,006059 \times 1 \text{ jam}} \\ &= 647,32 \text{ L/kmol.jam} \end{aligned}$$



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

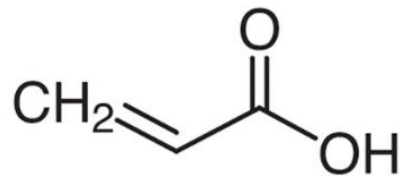
**BAB II
PROSES PRODUKSI**

2.1. Spesifikasi Bahan

1) Bahan Baku

- Asam Akrilat

Bahan baku ini diperoleh dari PT Nippon Shokubai Indonesia, Cilegon, Banten.



Gambar 2.1. Struktur Molekul Asam Akrilat

Sifat Fisis :

Fasa	: <i>Liquid</i>
Rumus molekul	: C ₃ H ₄ O ₂
Berat molekul	: 72,064 g/mol
Densitas (25°C)	: 1,046 g/ml
Viskositas (25°C)	: 1,138 cP
Titik didih	: 141°C
Titik kritis	: 342°C
Kelarutan (25°C)	: Larut sempurna dalam air (1 × 10 ⁶ mg/L)
Kapasitas panas	: -18,242 + 1,2106T + -3,1160×10 ⁻³ T ² + 3,1409×10 ⁻⁶ T ³
ΔGf	: -286,06 kJ/mol
ΔHf	: -336,23 kJ/mol
ΔS	: 315,01 J/mol.K

(Yaws, 1999)

Sifat Kimia :

Larut dalam air dingin, sangat sedikit larut dalam aseton, dan tidak larut dalam dietil eter.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

(MSDS Acrylic Acid, 2005)

Material Handling :

- Jaga agar wadah selalu dalam keadaan tertutup rapat dan terkunci
- Jaga agar wadah selalu dalam kondisi kering
- Hindari dari suhu panas
- Hindari penambahan air kedalam zat
- Hindari dari zat-zat inkompatibel seperti oksidator, asam, alkali, dan kelembaban
- Simpan di tempat terpisah dan telah di setujui
- Simpan di tempat yang sejuk dan berventilasi baik
- Hindari sumber panas dan percikan/nyala api

(MSDS Acrylic Acid, 2005)

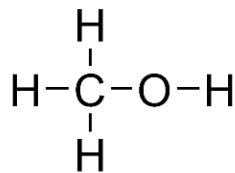
Komposisi yang dibutuhkan :

Kemurnian : 99,5%
Impurities : 0,5% air

(www.shokubai.co.jp)

• Metanol

Bahan baku metanol diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, Kalimantan Timur.



Gambar 2.2. Struktur Kimia Metanol

Sifat Fisis :

Fasa : *Liquid*
Rumus molekul : CH₃OH
Berat molekul : 32,042 g/mol
Densitas (25°C) : 0,787 g/ml
Viskositas (25°C) : 0,539 cP
Titik didih : 64,7°C



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Titik kritis	: 234,49°C
Kelarutan (25°C)	: Larut sempurna dalam air (1×10^6 mg/L)
Kapasitas panas	: $40,152 + 3,10 \times 10^{-1}T + -1,03 \times 10^{-3}T^2 + 1,46 \times 10^{-6}T^3$
ΔG_f	: -162,51 kJ/mol
ΔH_f	: -201,17 kJ/mol
ΔS	: 239,7 J/mol.K

(Yaws, 1999)

Sifat Kimia :

Mudah larut dalam air, etanol, eter, aseton, dan kloroform.

(MSDS Methanol, 2012)

Material Handling :

- Jaga agar wadah selalu dalam keadaan tertutup rapat dan terkunci
- Jaga agar wadah selalu dalam kondisi kering
- Hindari dari suhu panas
- Simpan di tempat terpisah dan telah disetujui
- Simpan di tempat sejuk dan berventilasi baik
- Hindari sumber panas dan percikan/nyala api

(MSDS Methanol, 2012)

Komposisi yang dibutuhkan :

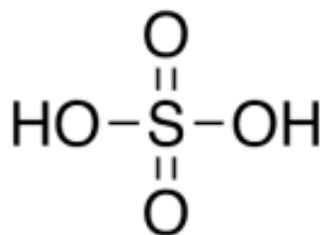
Kemurnian	: 99,85%
Impurities	: 0,15% air

(www.kaltimmethanol.com)

2) Bahan Pendukung

- Asam Sulfat

Bahan pembantu berupa katalisator asam sulfat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik, Jawa Timur.





SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Gambar 2.3. Struktur Molekul Asam Sulfat

Sifat Fisis :

Fasa	: <i>Liquid</i>
Rumus molekul	: H_2SO_4
Berat molekul	: 98,079 g/mol
Densitas (25°C)	: 1,833 g/ml
Viskositas (25°C)	: 23,541 cP
Titik didih	: 337°C
Titik kritis	: 652°C
Kelarutan (25°C)	: Sangat mudah larut dalam air
Kapasitas panas	: $26,004 + 7,03 \times 10^{-1}T + -1,39 \times 10^{-3}T^2 + 1,0342 \times 10^{-6}T^3$
ΔG_f	: -653,47 kJ/mol
ΔH_f	: -735,13 kJ/mol
ΔS	: 298,7 J/mol.K

(Yaws, 1999)

Sifat Kimia :

Mudah larut dalam air dingin. Asam sulfat larut dalam air dengan pembebasan banyak panas. Larut dalam etil alkohol.

(MSDS Sulfuric Acid, 2005)

Material Handling :

- Jaga agar wadah selalu dalam keadaan tertutup rapat dan terkunci
- Jaga agar wadah selalu dalam kondisi kering
- Hindari dari suhu panas
- Hindari penambahan air ke dalam zat
- Hindari kontak langsung dengan mata dan kulit
- Simpan di tempat terpisah dan telah disetujui
- Simpan di tempat sejuk dan berventilasi baik
- Hindari sumber panas dan percikan/nyala api
- Kenakan pelindung mata atau wajah yang tepat
- Jauhkan dari makanan dan minuman



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

(MSDS Sulfuric Acid, 2005)

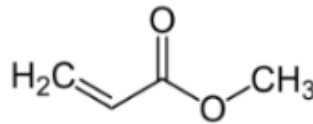
Komposisi yang dibutuhkan :

Kemurnian : 98%
Impurities : 2% air

(www.petrokimia-gresik.com)

3) Produk

- Metil Akrilat



Gambar 2.4. Struktur Molekul Metil Akrilat

Sifat Fisis :

Fasa : *Liquid*
Rumus molekul : C₄H₆O₂
Berat molekul : 86,09 g/mol
Densitas (25°C) : 0,949 g/ml
Viskositas (25°C) : 0,448 cP
Titik didih : 80,7°C
Titik kritis : 262,85°C
Kelarutan (25°C) : 1,8 mg/L
Kapasitas panas : $54,109 + 8,04 \times 10^{-1}T - 2,51 \times 10^{-3}T^2 + 3,32 \times 10^{-6}T^3$
 ΔG_f : -257,32 kJ/mol
 ΔH_f : -333 kJ/mol
 ΔS : 365,64 J/mol.K

(Yaws, 1999)

Sifat Kimia :

Sebagian larut dalam metanol, dietil eter, n-oktanol, aseton. Sangat sedikit larut dalam air.

(MSDS Methyl Acrylate, 2005)

Material Handling :



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Jaga agar wadah selalu dalam keadaan tertutup rapat dan terkunci
- Jaga agar wadah selalu dalam kondisi kering
- Hindari dari suhu panas
- Hindari penambahan air ke dalam zat
- Hindari dari zat-zat inkompatibel seperti oksidator, asam, alkali, dan kelembaban
- Simpan di tempat terpisah dan telah disetujui
- Simpan di tempat sejuk dan berventilasi baik
- Hindari sumber panas dan percikan/nyala api
- Kenakan pelindung mata atau wajah yang tepat
- Jauhkan dari makanan dan minuman

(MSDS Methyl Acrylate, 2005)

Komposisi yang dibutuhkan :

Kemurnian : 99,5%
Impurities : 0,5% air

(www.petrokimia-gresik.com)

- Air



Gambar 2.5. Struktur Molekul Air

Sifat Fisis :

Fasa : *Liquid*
Rumus molekul : H₂O
Berat molekul : 18,02 g/mol
Densitas (25°C) : 1,027 g/ml
Viskositas (25°C) : 0,911 cP
Titik didih : 100°C
Titik kritis : 374,096°C
Kelarutan (25°C) : Larut sempurna



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas panas} &: 92,053 + -3,99 \times 10^{-2}T + -2,11 \times 10^{-4}T^2 + 5,35 \times 10^{-7}T^3 \\ \Delta G_f &: -228,60 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f &: -241,8 \text{ kJ/mol} \\ \Delta S &: 188,72 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

(Yaws, 1999)

Sifat Kimia :

Tidak larut dalam hidrokarbon alifatik dan aromatik, dan eter. Peningkatan kelarutan dalam amina, keton, alkohol, karboksilat. Dapat bercampur dengan asetonitril, dimetil sulfoksida, dimetoksietana, dimetilformamida, asetaldehida, sulfonat, tetrahidrofur, 1,4-dioksan, gliserol, aseton, isopropanol, propanol, etanol, metanol. Sebagian larut dengan Bromin, Etil Asetat, Dietil eter, Diklorometana.

(MSDS Water, 2005)

Material Handling :

- o Tidak ada frasa keselamatan spesifik yang ditemukan berlaku untuk produk ini.

(MSDS Water, 2005)

4) Data Kelarutan

Tabel 2.1. Data Kelarutan Masing-masing Bahan

No	Bahan	Kelarutan dalam air
1	$C_3H_4O_2$	Larut dalam air
2	CH_3OH	Larut dalam air
3	H_2SO_4	Larut dalam air
4	$C_4H_6O_2$	1,8 mg / L H_2O

(www.pubchem.com)

2.2. Deskripsi Proses

Pabrik metil akrilat dari asam akrilat dan metanol dirancang dengan kapasitas 30.000 ton/tahun memiliki proses sebagai berikut :

1) Unit Penyiapan Bahan Baku

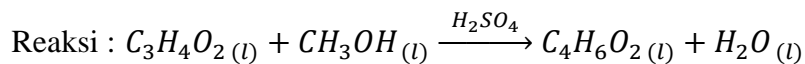


SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Asam akrilat disimpan dalam tangki penyimpanan 01 (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm di pompa hingga hingga tekanannya menjadi 2 atm dan dialirkan menuju ke heater 01 (HE-01) sehingga suhunya menjadi 80°C kemudian dialirkan menuju reaktor 01 (R-01). Sedangkan metanol dari tangki penyimpanan 02 (T-02) dan metanol recycle dari hasil atas menara distilasi 01 (MD-01) di pompa menuju menuju heater 02 (HE-02) sehingga suhunya menjadi 80°C dengan tekanan 2 atm kemudian dialirkan menuju reaktor 01 (R-02). Selanjutnya asam sulfat sebagai katalis dari tangki penyimpanan 03 (T-03) pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm dipompa hingga tekanannya menjadi 2 atm kemudian dialirkan menuju heater 03 (HE-03) sehingga suhunya menjadi 80°C kemudian dialirkan menuju reaktor 01 (R-01). Asam sulfat dari hasil *heavy component* dekanter 01 (DC-01) di pompa dan dialirkan kembali menuju reaktor 01 (R-01) sebagai *recycle* asam sulfat.

2) Unit Reaksi

Reaksi pembentukan metil akrilat (C₄H₆O₂) dilakukan didalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang disusun secara seri yang beroperasi secara isothermal pada suhu 80°C dan tekanan 2 atm. Perbandingan mol reaktan bahan baku asam akrilat (C₃H₄O₂) dan metanol (CH₃OH) adalah 1 : 2. Asam sulfat (H₂SO₄) 98% sebagai katalis digunakan sebanyak 5% dari total massa reaktan. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, sehingga untuk menjaga kondisi tetap, perlu dilakukan pengambilan panas. Panas diambil dari dalam reaktor melalui jaket pendingin.



3) Unit Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari reaktor dipompa dan dialirkan menuju decanter (DC-01). Pada decanter akan terpisah dan terbentuk 2 lapisan, yaitu lapisan fasa ringan berada pada bagian atas dan lapisan fasa berat berada pada bagian bawah. Lapisan fasa ringan yaitu berupa metanol, air, dan produk metil akrilat. Lapisan fasa berat yaitu terdiri dari asam akrilat sisa, sedikit metanol, sedikit air, dan asam sulfat. Produk utama yaitu metil akrilat seluruhnya berada di fasa



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

ringan sehingga ditampung terlebih dahulu didalam akumulator 01 (ACC-01) sebelum diumpankan ke heater 04 (HE-04) dari suhu 80°C menjadi $83,08^{\circ}\text{C}$, untuk kemudian diumpankan kedalam menara distilasi 01 (MD-01). Sedangkan komponen fasa berat dipompa dan dialirkan kembali menuju reaktor setelah sebelumnya dilakukan *purging*.

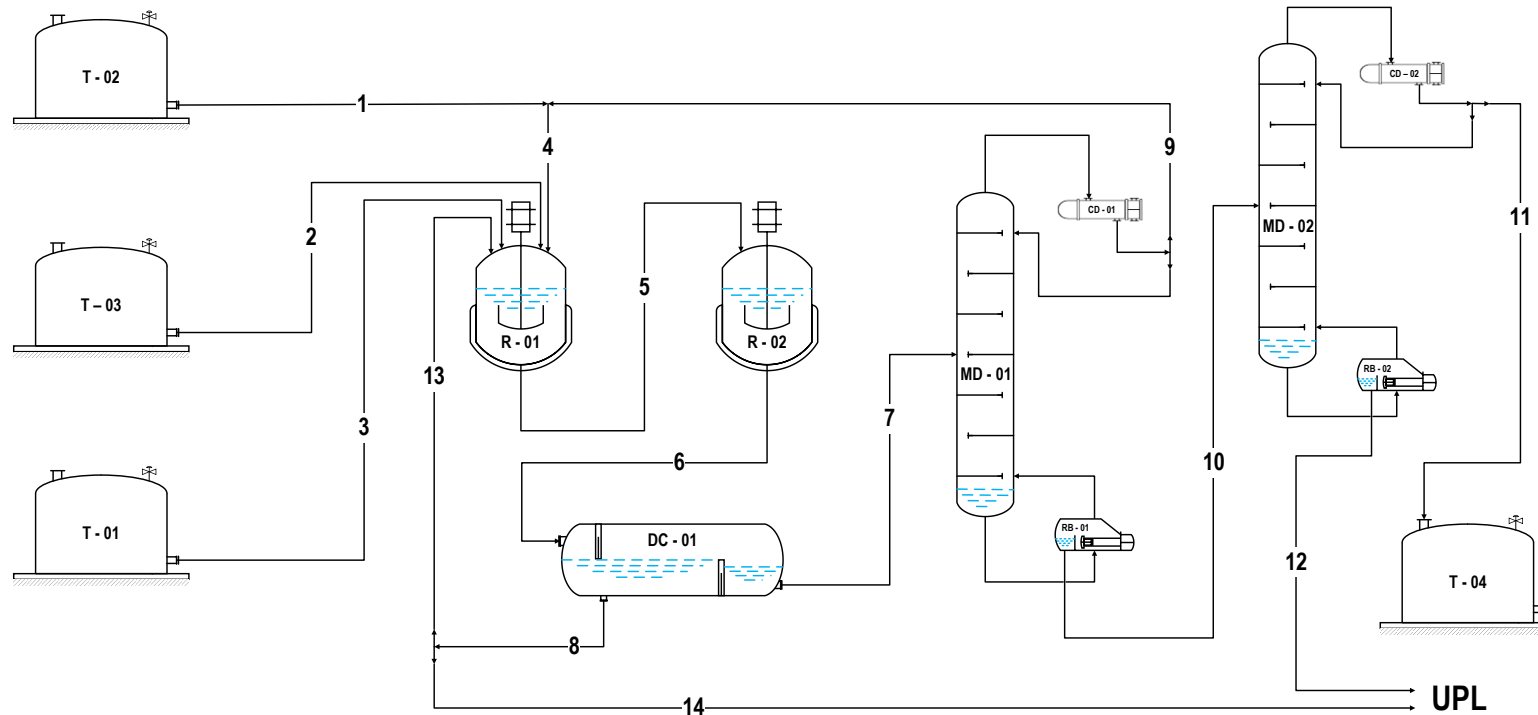
Didalam menara distilasi 01 (MD-01) hasil bawah yaitu sedikit CH_3OH , H_2O , dan $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ dipompa menuju reboiler 01 (RB-01) untuk menguapkan cairan menjadi suhunya $102,09$ dengan tekanan $1,47$ atm. Hasil atas menara distilasi 01 (MD-01) berupa metanol (CH_3OH) dan sedikit air (H_2O) diembunkan dalam kondensor 01 (CD-01) dan ditampung dalam akumulator 02 (ACC-02). Sebagian hasil atas dikembalikan ke menara distilasi 01 (MD-01) sebagai *reflux* dan sisanya akan diumpankan kembali menuju reaktor 01 (R-01) sebagai *recycle* metanol. Hasil bawah menara distilasi 01 (MD-01) yang tidak teruapkan yang masih berada pada reboiler 01 (RB-01), selanjutnya dipompa dan dialirkan menuju menara distilasi 02 (MD-02) dimana sebelumnya diumpankan kedalam cooler untuk diturunkan suhunya dari $101,76^{\circ}\text{C}$ menjadi $93,65^{\circ}\text{C}$.

Hasil bawah menara distilasi 02 (MD-02) berupa air (H_2O), sedikit metil akrilat ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$), dan metanol (CH_3OH) dipompa dan diumpankan kedalam unit pengolahan limbah (UPL). Hasil atas menara distilasi 02 (MD-02) berupa produk metil akrilat ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$), sedikit metanol (CH_3OH) dan air (H_2O) diembunkan dalam kondensor 02 (CD-02) dan ditampung dalam akumulator 03 (ACC-03). Sebagian hasil atas dikembalikan ke menara distilasi 02 (MD-02) sebagai *reflux* dan sisanya akan diumpakan kedalam tangki penyimpanan produk 04 (T-04) dimana sebelumnya diumpankan kedalam cooler 02 (CL-02) untuk diturunkan suhunya dari $80,56^{\circ}\text{C}$ menjadi 40°C



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

2.3.2. Diagram Alir Kuantitatif



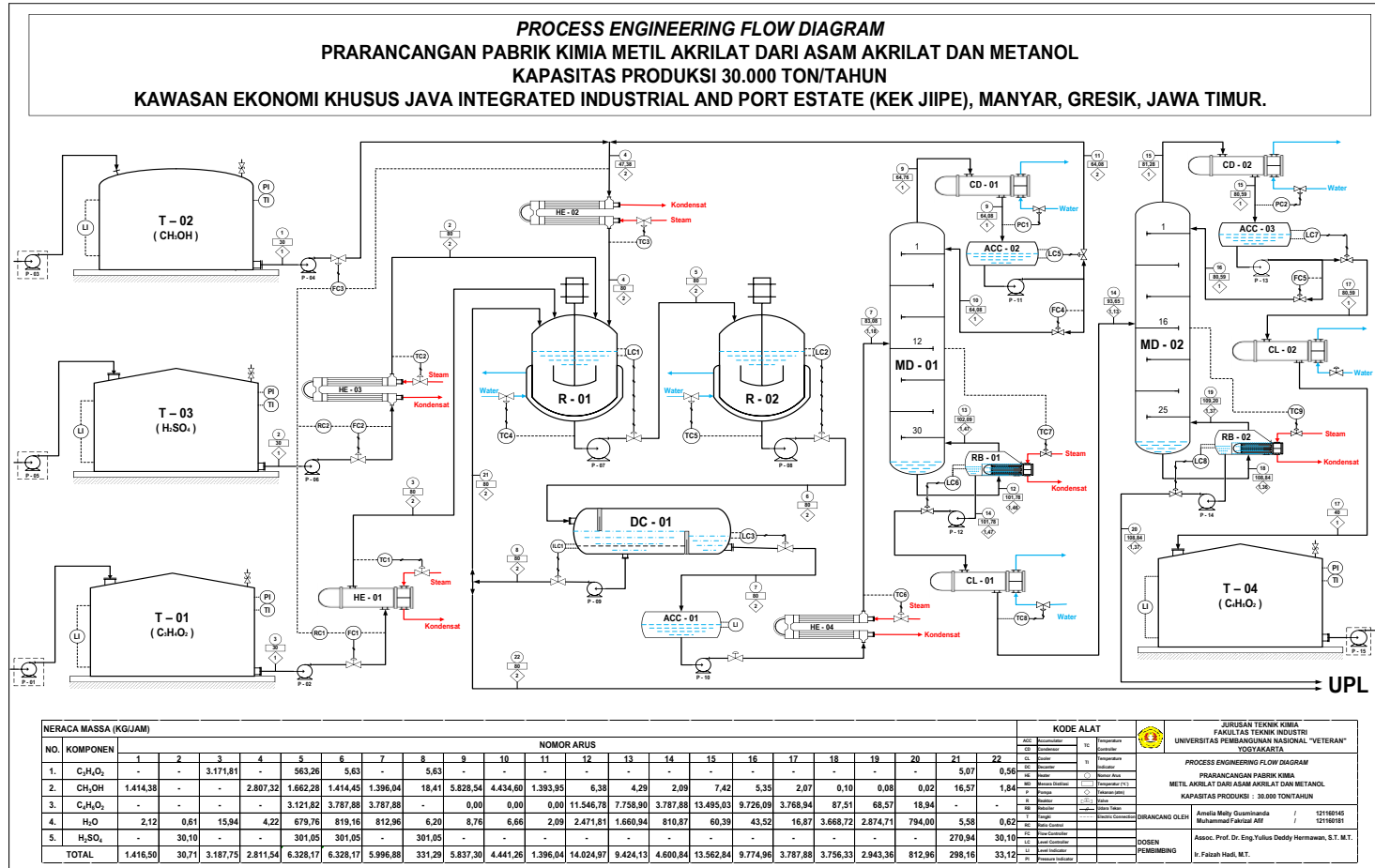
NO.	KOMPONEN	NOMOR ARUS													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1.	$C_3H_4O_2$	1.413,38	-	3.171,81	-	563,26	5,63	-	5,63	-	-	-	-	5,07	0,56
2.	CH_3OH	-	-	-	2.807,32	1.662,28	1.414,45	1.396,04	18,41	1.393,95	2,09	2,07	0,02	16,57	1,84
3.	$C_4H_6O_2$	-	-	-	-	3.121,82	3.787,88	3.787,88	-	-	3.787,88	3.768,94	18,94	-	-
4.	H_2O	2,12	0,61	15,94	4,22	679,76	819,16	812,96	6,20	2,09	810,87	16,87	794,00	5,58	0,62
5.	H_2SO_4	-	30,10	-	-	301,05	301,05	-	301,05	-	-	-	-	270,94	30,10
TOTAL		1.415,50	30,71	3.187,75	2.811,54	6.328,17	6.328,17	5.996,88	331,29	1.396,04	4.600,84	3.787,88	812,96	298,16	33,12

Gambar 2.7. Diagram Alir Kuantitatif



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

2.3.3. Process Engineering Flow Diagram



Gambar 2.8. Process Engineering Flow Diagram

Amelia Meity Gusminanda 121160145
 Muhammad Fakhrizal Afif 121160181

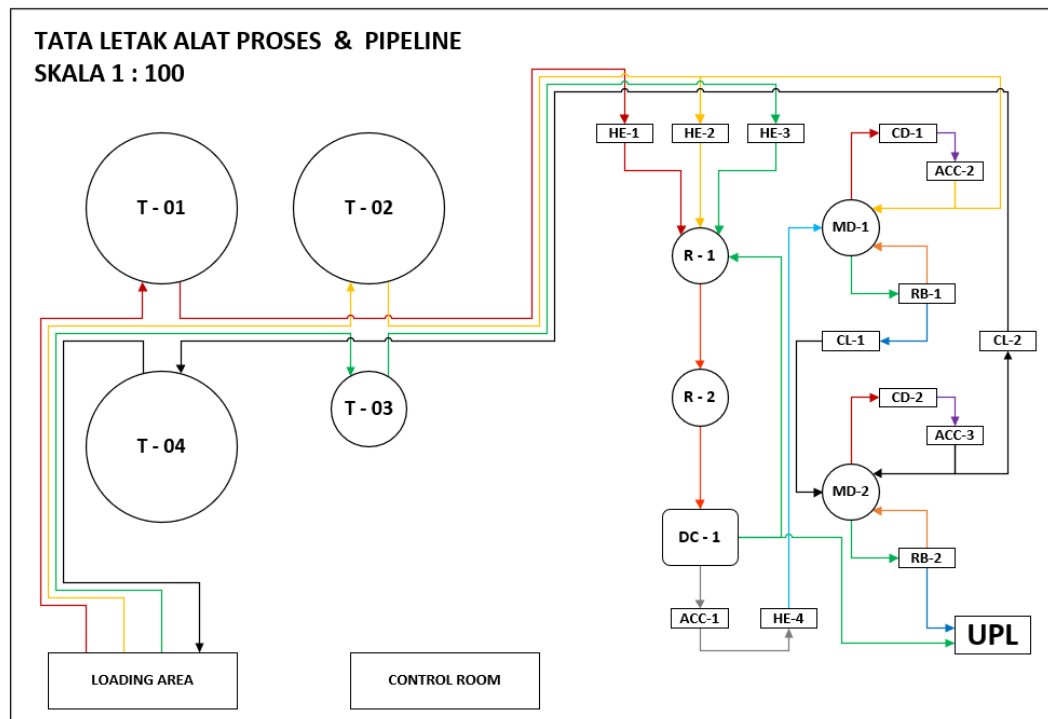


SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

2.4. Tata Letak

2.4.1. Tata Letak Alat Proses

Penentuan tata letak alat harus memperhatikan beberapa hal, antara lain yaitu penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (*control room*). Untuk kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.



Gambar 2.9. Tata Letak Alat Proses



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

2.4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat peralatan dan penyimpanan bahan baku serta produk, juga tempat karyawan bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat adalah sebagai berikut :

1) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar diwaktu mendatang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan untuk menambah kapasitas produksi atau mengolah bahan baku sendiri.

2) Kuantitas, Kualitas, dan Letak Bangunan

Kualitas, kuantitas, dan tata letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik, meliputi kekuatan fisik maupun kelengkapan. Contoh dari segi insulasi, instalasi, dan ventilasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja serta perawatan.

3) Fasilitas Jalan

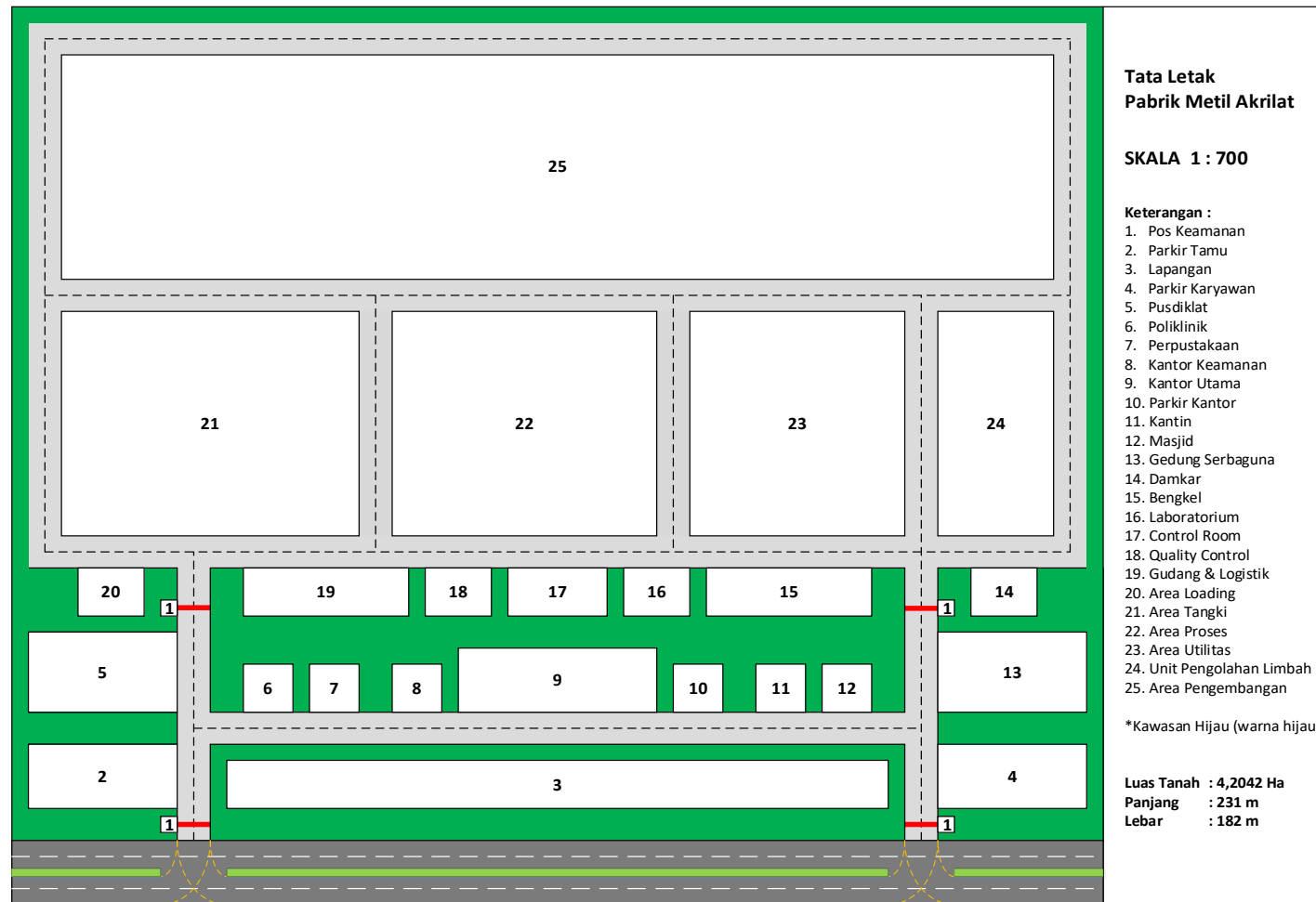
Jalan raya berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.

4) Faktor Keamanan

Faktor keamanan penting walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan seperti hidran, asuransi pabrik, dan penahan ledakan. Pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak yang cukup sehingga diharapkan dapat meminimalkan potensi terjadinya kebakaran dan ledakan.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 2.10. Tata Letak Pabrik Metil Akrilat



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

2.5. Spesifikasi Alat Proses

1) Reaktor (R - 01)

Fungsi : Mereaksikan asam akrilat sebanyak 3.176,88 kg/jam dengan metanol sebanyak 2.823,89 kg/jam menjadi metil akrilat.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C (*isothermal*)
- Tekanan : 2 atm
- Waktu : ±60 menit
- Konversi : 82,27%

Harga unit : \$ 102.574,95

Dimensi Reaktor

- Diameter dalam (ID) : 2,12 m
- Diameter Luar (OD) : 2,13 m
- Tinggi *head* : 0,44 m
- Tinggi *shell* : 2,67 m
- Tinggi total : 3,55 m
- Tebal *head* : 5/16 in
- Tebal *shell* : 1/4 in

Pengaduk Reaktor

- Jenis : Flat Blade Turbine, 4 *Baffle* 6 *Blade*
- Jumlah : 1
- Diameter *blade* : 0,71 m
- Tinggi *blade* : 0,14 m
- Lebar *blade* : 0,18 m
- Lebar *baffle* : 0,18 m
- Kecepatan putar : 100 rpm
- Daya : 5 Hp



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Pendingin Reaktor

- Jenis : Jacket Pendingin
- Media pendingin : Air
- Kebutuhan Air : 16,04 m³
- Suhu masuk : 30°C
- Suhu keluar : 50°C
- Luas transfer panas : 145,54 ft²
- Luas selimut reaktor : 191,18 ft²
- Tebal jaket : 1,5 in

Dimensi *Input* dan *Output*

- Dimensi Pipa Arus 4
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 2 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
 - Inside Diameter (ID)* : 2,067 in
- Dimensi Pipa Arus 2
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 0,25 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 0,364 in
 - Inside Diameter (ID)* : 0,54 in
- Dimensi Pipa Arus 3
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 2 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
 - Inside Diameter (ID)* : 2,067 in
- Dimensi Pipa Arus 13
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 3 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 3,50 in
 - Inside Diameter (ID)* : 3,068 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

2) Reaktor (R – 02)

Fungsi : Mereaksikan asam akrilat sebanyak 563,26 kg/jam dengan metanol sebanyak 1.662,28 kg/jam menjadi metil akrilat.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C (*isothermal*)
- Tekanan : 2 atm
- Waktu : ±60 menit
- Konversi : 99%

Harga unit : \$ 102.574,95

Dimensi Reaktor

- Diameter dalam (ID) : 2,12 m
- Diameter Luar (OD) : 2,13 m
- Tinggi *head* : 0,44 m
- Tinggi *shell* : 2,67 m
- Tinggi total : 3,55 m
- Tebal *head* : 5/16 in
- Tebal *shell* : 1/4 in

Pengaduk Reaktor

- Jenis : Flat Blade Turbine, 4 *Baffle* 6 *Blade*
- Jumlah : 1
- Diameter *blade* : 0,71 m
- Tinggi *blade* : 0,14 m
- Lebar *blade* : 0,18 m
- Lebar *baffle* : 0,18 m
- Kecepatan putar : 100 rpm
- Daya : 5 Hp

Pendingin Reaktor

- Jenis : Jaket Pendingin



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Media pendingin : Air
- Kebutuhan Air : 3,42 m³
- Suhu masuk : 30°C
- Suhu keluar : 50°C
- Luas transfer panas : 31,05 ft²
- Luas selimut reaktor : 191,18 ft²
- Tebal jaket : 1,5 in

Dimensi Input dan Output

- Dimensi Pipa Arus 4
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 3 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 3,50 in
 - Inside Diameter (ID)* : 3,068 in
- Dimensi Pipa Arus 2
 - Nominal Pipe Size (NPS)* : 3 in
 - Schedule Number (Sch)* : 40
 - Outside Diameter (OD)* : 3,50 in
 - Inside Diameter (ID)* : 3,068 in

3) Dekanter (DC – 01)

Fungsi : Memisahkan metanol, metil akrilat, dan air (fasa ringan) dari campuran keluar reaktor (R-02) dengan fasa berat berupa asam akrilat, sedikit metanol, sedikit air, dan asam sulfat.

Jenis : *Cylinder Horizontal Decanter*

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan : 2 atm

Kecepatan Volumetrik Umpan (Q_F) : 7,03 m³/jam

Kecepatan Volumetrik Fasa Ringan (Q_L) : 2,99 m³/jam

Kecepatan Volumetrik Fasa Berat (Q_H) : 0,2 m³/jam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dimensi Dekanter

- Diameter dalam (ID) : 1,66 m
- Diameter Luar (OD) : 1,68 m
- Tebal *shell* : 0,25 in
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tinggi *head* : 0,34 m
- Panjang total : 4,03 m
- Volume total : 8,43 m³
- Lweir : 1,29 in
- Panjang *blade* : 0,55 m

Dimensi *Input* dan *Output*

- Dimensi Pipa Umpan
 - Nominal Pipe Size* (NPS) : 3 in
 - Schedule Number* (Sch) : 40
 - Outside Diameter* (OD) : 3,50 in
 - Inside Diameter* (ID) : 3,068 in
- Dimensi Pipa Fasa Ringan
 - Nominal Pipe Size* (NPS) : 2 in
 - Schedule Number* (Sch) : 40
 - Outside Diameter* (OD) : 2,38 in
 - Inside Diameter* (ID) : 2,067 in
- Dimensi Pipa Fasa Berat
 - Nominal Pipe Size* (NPS) : 0,50 in
 - Schedule Number* (Sch) : 40
 - Outside Diameter* (OD) : 0,84 in
 - Inside Diameter* (ID) : 0,62 in

Harga unit : \$ 8.958,21



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

4) Menara Distilasi (MD – 01)

Fungsi : Memisahkan metanol dari metil akrilat dan air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 5.996,88 kg/jam

Jenis : *Plate Tower (Sieve Tray Distillation Column)*

Kondisi Operasi

- Umpan Menara
Suhu : 83,08°C
Tekanan : 1,18 atm
- Puncak Menara
Suhu : 64,76°C
Tekanan : 1 atm
- Dasar Menara
Suhu : 101,78°C
Tekanan : 1,46 atm

Jumlah Plate

- Plate minimum : 8 plate
- Plate teoritis : 17 plate
- Plate aktual : 30 plate
- Plate seksi rectifying : 12 plate
- Plate seksi stripping : 18 plate
- Efisiensi plate : 57,11%
- Letak plate umpan : 12 dari atas

Dimensi Menara Distilasi

- Tinggi menara : 17,24 m
- Diameter menara : 1,36 m
- Tebal *shell* : 0,19 in
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tinggi *head* : 0,29 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dimensi Pipa Input dan Output

- Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara
 - Kecepatan umpan : 13.220,84 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 7,98 in
 - Diameter luar standar : 8,63 in

- Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara
 - Kecepatan umpan : 9.791,29 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 7,98 in
 - Diameter luar standar : 8,63 in

- Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler
 - Kecepatan umpan : 20.776,64 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 21,25 in
 - Diameter luar standar : 22,00 in

- Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara
 - Kecepatan umpan : 12.869,03 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 19,25 in
 - Diameter luar standar : 20,00 in

- Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara
 - Kecepatan umpan : 30.919,75 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 12,09 in
 - Diameter luar standar : 12,75 in

Harga unit : \$ 138.566,15

5) Menara Distilasi (MD – 02)

Fungsi : Memisahkan metil akrilat dari air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 4.600,84 kg/jam.

Jenis : *Plate Tower (Sieve Tray Distillation Column)*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Umpan Menara
Suhu : 93,65°C
Tekanan : 1,13 atm
- Puncak Menara
Suhu : 81,28°C
Tekanan : 1,00 atm
- Dasar Menara
Suhu : 108,88°C
Tekanan : 1,36 atm

Jumlah Plate

- Plate minimum : 7 plate
- Plate teoritis : 16 plate
- Plate aktual : 25 plate
- Plate seksi rectifying : 9 plate
- Plate seksi stripping : 16 plate
- Efisiensi plate : 65,29%
- Letak plate umpan : 9 dari atas

Dimensi Menara Distilasi

- Tinggi menara : 14,72 m
- Diameter menara : 1,50 m
- Tebal *shell* : 0,19 in
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tinggi *head* : 0,31 m

Dimensi Pipa Input dan Output

- Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara
Kecepatan umpan : 10.143,11 lb/jam
Diameter optimum standar : 7,98 in
Diameter luar standar : 8,63 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara
 - Kecepatan umpan : 21.550,09 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 10,02 in
 - Diameter luar standar : 10,75 in
- Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler
 - Kecepatan umpan : 6.488,99 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 15,25 in
 - Diameter luar standar : 16,00 in
- Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara
 - Kecepatan umpan : 29.900,92 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 23,25 in
 - Diameter luar standar : 24,00 in
- Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara
 - Kecepatan umpan : 8.281,26 lb/jam
 - Diameter optimum standar : 6,07 in
 - Diameter luar standar : 6,63 in

Harga unit : \$ 149.363,52

6) Tangki Asam Akrilat (T – 01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa asam akrilat dengan waktu tinggal
30 hari sebanyak 3.187,75 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Ony Head*)

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari

Dimensi Tangki

- Diameter : 50 ft
- Tinggi : 48 ft



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
48	17,64	0,6442
47	18,09	0,6575
46	18,54	0,6708
45	18,99	0,6841
44	19,44	0,6974
43	19,89	0,7107
42	20,34	0,7240
41	20,79	0,7373
40	21,24	0,7505
39	21,69	0,7638
38	22,14	0,7771
37	22,59	0,7904
36	23,05	0,8037
35	23,50	0,8170
34	23,95	0,8303
33	24,40	0,8436
32	24,85	0,8569
31	25,30	0,8702
30	25,75	0,8835
29	26,20	0,8968
28	26,65	0,9101
27	27,10	0,9234
26	27,55	0,9367
25	28,00	0,9500
24	28,46	0,9633
23	28,91	0,9766
22	29,36	0,9899
21	29,81	1,0033



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

20	30,26	1,0166
19	30,71	1,0299
18	31,16	1,0432
17	31,61	1,0565
16	32,06	1,0698
15	32,51	1,0831
14	32,96	1,0964
13	33,42	1,1097
12	33,87	1,1231
11	34,32	1,1364
10	34,77	1,1497
9	35,22	1,1630
8	35,67	1,1763
7	36,12	1,1896
6	36,57	1,2029
5	37,02	1,2163
4	37,47	1,2296
3	37,92	1,2429
2	38,37	1,2562
1	38,83	1,2695
0	39,28	1,2829

Harga unit : \$ 129.568,35

7) Tangki Metanol (T – 02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa metanol dengan waktu tinggal 30 hari sebanyak 1.415,50 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Ony Head*)

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dimensi Tangki

- Diameter : 45 ft
- Tinggi : 36 ft
- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
36	17,64	0,5923
35	17,97	0,6013
34	18,31	0,6103
33	18,65	0,6193
32	18,99	0,6283
31	19,33	0,6373
30	19,67	0,6463
29	20,01	0,6553
28	20,35	0,6644
27	20,69	0,6734
26	21,03	0,6824
25	21,37	0,6914
24	21,71	0,7004
23	22,05	0,7094
22	22,39	0,7184
21	22,73	0,7274
20	23,07	0,7364
19	23,41	0,7455
18	23,75	0,7545
17	24,09	0,7635
16	24,43	0,7725
15	24,77	0,7815
14	25,10	0,7905
13	25,44	0,7995
12	25,78	0,8085



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

11	26,12	0,8176
10	26,46	0,8266
9	26,80	0,8356
8	27,14	0,8446
7	27,48	0,8536
6	27,82	0,8626
5	28,16	0,8717
4	28,50	0,8807
3	28,84	0,8897
2	29,18	0,8987
1	29,52	0,9077
0	29,86	0,9167

Harga unit : \$ 101.243,27

8) Tangki Asam Sulfat (T – 03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa asam sulfat dengan waktu tinggal
30 hari sebanyak 30,72 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Ony Head*)

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari

Dimensi Tangki

- Diameter : 10 ft
- Tinggi : 12 ft
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tebal *shell* :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
12	17,64	0,2288
11	18,42	0,2335



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

10	19,21	0,2381
9	19,99	0,2427
8	20,78	0,2474
7	21,56	0,2520
6	22,35	0,2566
5	23,13	0,2612
4	23,92	0,2659
3	24,70	0,2705
2	25,49	0,2751
1	26,27	0,2798
0	27,06	0,2844

Harga unit : \$ 15.476,22

9) Tangki Metil Akrilat (T – 04)

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa metil akrilat dengan waktu tinggal
20 hari sebanyak 3.787,88 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Ony Head*)

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 20 hari

Dimensi Tangki

- Diameter : 50 ft
- Tinggi : 42 ft
- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
42	17,64	0,6442
41	18,04	0,6563
40	18,45	0,6683



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

39	18,86	0,6804
38	19,27	0,6924
37	19,68	0,7045
36	20,09	0,7165
35	20,50	0,7286
34	20,91	0,7407
33	21,32	0,7527
32	21,72	0,7648
31	22,13	0,7768
30	22,54	0,7889
29	22,95	0,8010
28	23,36	0,8130
27	23,77	0,8251
26	24,18	0,8371
25	24,59	0,8492
24	25,00	0,8613
23	25,40	0,8733
22	25,81	0,8854
21	26,22	0,8975
20	26,63	0,9095
19	27,04	0,9216
18	27,45	0,9336
17	27,86	0,9457
16	28,27	0,9578
15	28,68	0,9699
14	29,09	0,9819
13	29,49	0,9940
12	29,90	1,0061
11	30,31	1,0181
10	30,72	1,0302
9	31,13	1,0423



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

8	31,54	1,0543
7	31,95	1,0664
6	32,36	1,0785
5	32,77	1,0906
4	33,17	1,1026
3	33,58	1,1147
2	33,99	1,1268
1	34,40	1,1389
0	34,81	1,1509

Harga unit : \$ 119.634,78

10) Akumulator (ACC – 01)

Fungsi : Menampung *light component* (CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O) dari hasil atas dekanter (DC-01) sebelum diumpankan menuju menara distilasi (MD-01)

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan : 2 atm
- Waktu tinggal : 10 menit

Dimensi Tangki

- Volume cairan : 1,18 m³
- Volume tangka : 1,41 m³
- Diameter : 38 in
- Panjang : 93,71 in
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

- Dimensi Pipa Input
Nominal Pipe Size (NPS) : 3 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 3,50 in
Inside Diameter (ID) : 3,068 in

- Dimensi Pipa Output

Nominal Pipe Size (NPS) : 3 in
Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 3,50 in
Inside Diameter (ID) : 3,068 in

Harga unit : \$ 4.822,82

11) Akumulator (ACC – 02)

Fungsi : Menampung hasil embunan berupa CH_3OH dan H_2O dari kondensor (CD-01) sebelum diumpankan kembali kedalam reaktor (R-01) sebagai *recycle*

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 64,08°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 10 menit

Dimensi Tangki

- Volume cairan : 0,99 m³
- Volume tangka : 1,18 m³
- Diameter : 36 in
- Panjang : 88,48 in
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

- Dimensi Pipa Input
Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 2,88 in
Inside Diameter (ID) : 2,469 in

- Dimensi Pipa Output

Nominal Pipe Size (NPS) : 2,5 in
Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 2,88 in
Inside Diameter (ID) : 2,469 in

Harga unit : \$ 4.617,67

12) Akumulator (ACC – 03)

Fungsi : Menampung hasil embunan berupa $C_4H_6O_2$, sedikit CH_3OH , dan sedikit H_2O dari kondensor (CD-02) sebelum diumpakan menuju tangki penyimpanan produk (T-04)

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 80,59°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 10 menit

Dimensi Tangki

- Volume cairan : 1,86 m³
- Volume tangka : 2,23 m³
- Diameter : 42 in
- Panjang : 102,53 in
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

- Dimensi Pipa Input
Nominal Pipe Size (NPS) : 4 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 4,50 in
Inside Diameter (ID) : 4,026 in

- Dimensi Pipa Output

Nominal Pipe Size (NPS) : 4 in
Schedule Number (Sch) : 40
Outside Diameter (OD) : 4,50 in
Inside Diameter (ID) : 4,026 in

Harga unit : \$ 6.928,31

13) Kondensor (CD – 01)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-01) pada suhu 64,76°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar 1.396,04 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (T_1) : 64,76°C
- Suhu keluar (T_2) : 64,08°C
- Tekanan : 1 atm

Beban panas (Q_t) : 6.437.560,07 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 122,52 m²

Media Pendingin

- Jenis : Air
- Suhu air masuk (t_1) : 30°C
- Suhu air keluar (t_2) : 50°C
- Massa pendingin : 77.022,73 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- U_c : 6,38 kJ/m².s.K



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- U_d : 0,63 kJ/m².s.K
- h_o : 17,35 kJ/m².s.K
- h_{io} : 10,09 kJ/m².s.K
- R_d : 1,42 m².s.K/kJ
- $R_{d_{min}}$: 0,56 m².s.K/kJ

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 0,75 in
- $ID\ tube$: 0,62 in
- N_t : 420 tube
- Panjang $tube$ (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 15/16 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$: 23,25 in
- $Pass$: 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- $Tube$
 - ΔP_t : 7,59 Psi
 - ΔP_r : 0,36 Psi
 - $\Delta P_{T\ Total}$: 7,59 Psi
- $Shell$
 - ΔP_s : 1,40 Psi

Harga unit : \$ 16.915,87

14) Kondensator (CD – 02)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi (MD-02) pada suhu 81,28°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar 3.787,88 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (T_1) : 81,28°C
- Suhu keluar (T_2) : 80,59°C
- Tekanan : 1 atm

Beban panas (Qt) : 7.538.610,88 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 90,24 m²

Media Pendingin

- Jenis : Air
- Suhu air masuk (t_1) : 30°C
- Suhu air keluar (t_2) : 50°C
- Massa pendingin : 90.196,35 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- Uc : 4,92 kJ/m².s.K
- Ud : 0,58 kJ/m².s.K
- ho : 9,22 kJ/m².s.K
- hio : 10,53 kJ/m².s.K
- Rd : 1,53 m².s.K/kJ
- Rd_{min} : 0,56 m².s.K/kJ

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 1 in
- $ID\ tube$: 0,87 in
- Nt : 232 tube
- Panjang $tube$ (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 1,25 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$: 23,25 in
- $Pass$: 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- $Tube$
 ΔP_t : 5,94 Psi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\Delta P_r : 0,41 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_{T \text{ Total}} : 6,35 \text{ Psi}$$

- *Shell*

$$\Delta P_s : 3,93 \text{ Psi}$$

$$\text{Harga unit} : \$ 14.612,43$$

15) Reboiler (RB – 01)

Fungsi : Menguapkan Sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01) menuju masukan uap menara distilasi (MD-01) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : 100,08°C

- Suhu keluar (t_2) : 102,09°C

- Tekanan : 1,47 atm

$$\text{Beban panas } (Qt) : 6.501.001,45 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Luas transfer panas } (A) : 88,10 \text{ m}^2$$

Media Pemanas

- Jenis : Steam Jenuh

- Suhu air masuk (T_1) : 120°C

- Suhu air keluar (T_2) : 120°C

- Massa pendingin : 2.952,18 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- Uc : 5,73 $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

- Ud : 1,08 $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

- ho : 18,15 $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

- hio : 8,37 $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

- Rd : 0,75 $\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$

- Rd_{min} : 0,50 $\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dimensi Alat

- *OD tube* : 0,75 in
- *ID tube* : 0,62 in
- *Nt* : 302 tube
- Panjang *tube* (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 1 in , *triangular pitch*
- *ID shell* : 21,25 in
- *Pass* : 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- *Tube*
 ΔP_t : 0,03 Psi
 $\Delta P_{t\ max}$: 14,40 Psi
- *Shell*
 $\Delta P_{S\ max}$: 14,40 Psi

Harga unit : \$ 19.075,34

16) Reboiler (RB – 02)

Fungsi : Menguapkan Sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-02) menuju masukan uap menara distilasi (MD-02) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : 108,84°C
- Suhu keluar (t_2) : 109,20°C
- Tekanan : 1,37 atm

Beban panas (Qt) : 6.272.385,04 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 147,61 m²

Media Pemanas

- Jenis : Steam Jenuh



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu air masuk (T_1) : 120°C
- Suhu air keluar (T_2) : 120°C
- Massa pendingin : 2.848,37 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- U_c : 7,29 kJ/m².s.K
- U_d : 1,08 kJ/m².s.K
- h_o : 56,63 kJ/m².s.K
- h_{io} : 8,37 kJ/m².s.K
- R_d : 0,79 m².s.K/kJ
- $R_{d_{min}}$: 0,50 m².s.K/kJ

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 0,75 in
- $ID\ tube$: 0,62 in
- N_t : 506 tube
- Panjang $tube$ (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 15/16 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$: 25 in
- $Pass$: 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- $Tube$
 - ΔP_t : 0,01 Psi
 - $\Delta P_{t_{max}}$: 14,40 Psi
- $Shell$
 - $\Delta P_{S_{max}}$: 14,40 Psi

Harga unit : \$ 25.013,89

17) Heater (HE – 01)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor (R-01) berupa C₃H₄O₂ dan H₂O dari suhu 30°C menjadi 80°C dengan kecepatan umpan



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

sebesar 3.187,75 kg/jam menggunakan media pemanas berupa steam jenuh pada suhu 120°C

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : 30°C
- Suhu keluar (t_2) : 80°C
- Tekanan : 2 atm

Beban panas (Qt) : 343.488,53 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 23,92 m²

Media Pemanas

- Jenis : Steam jenuh
- Suhu air masuk (T_1) : 120°C
- Suhu air keluar (T_2) : 120°C
- Massa pendingin : 155,98 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- Uc : 26,75 kJ/m².s.K
- Ud : 0,06 kJ/m².s.K
- ho : 35,84 kJ/m².s.K
- hio : 105,51 kJ/m².s.K
- Rd : 15,42 m².s.K/kJ
- Rd_{min} : 0,50 m².s.K/kJ

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 0,75 in
- $ID\ tube$: 0,62 in
- Nt : 82 tube
- Panjang $tube$ (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 1 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$: 12 in
- $Pass$: 1



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Penurunan Tekanan (ΔP)

- *Tube*

$$\Delta P_t : 0,01 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_r : 2,91 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_{T\text{Total}} : 2,93 \text{ Psi}$$

- *Shell*

$$\Delta P_s : 2,48 \text{ Psi}$$

Harga unit : \$ 8.277,98

18) Heater (HE – 02)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor (R-01) berupa CH_3OH dan H_2O dari suhu $47,38^\circ\text{C}$ menjadi 80°C dengan kecepatan umpan sebesar $2.811,54 \text{ kg/jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam jenuh pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : $47,38^\circ\text{C}$

- Suhu keluar (t_2) : 80°C

- Tekanan : 2 atm

Beban panas (Qt) : $240.312,36 \text{ kJ/jam}$

Luas transfer panas (A) : $3,88 \text{ m}^2$

Media Pemanas

- Jenis : Steam jenuh

- Suhu air masuk (T_1) : 120°C

- Suhu air keluar (T_2) : 120°C

- Massa pendingin : $109,13 \text{ kg/jam}$

Dimensi Alat

- Panjang pipa (L) : 16 ft

- Jumlah hairpin (Nh) : 3 buah



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Inner Pipe

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1,25 in
- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,66 in
- *Inside Diameter (ID)* : 1,38 in
- *Flow Area (ao)* : 1,5 in²
- *Inside surface area (Ai)* : 0,362 ft²/ft
- *Outside surface area (Ao)*: 0,435 ft²/ft
- *Weight per in (ft)* : 2,28

Anulus Pipe

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2,5 in
- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,88 in
- *Inside Diameter (ID)* : 2,469 in
- *Flow Area (ao)* : 4,79 in²
- *Inside surface area (Ai)* : 0,647 ft²/ft
- *Outside surface area (Ao)*: 0,753 ft²/ft
- *Weight per in (ft)* : 5,8

Pressure Drop

- *Anulus Pipe* : 0,046 Psi
- *Inner Pipe* : 1,277 Psi

Harga unit : \$ 2.915,29

19) Heater (HE – 03)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor (R-01) berupa H₂SO₄ dan H₂O dari suhu 30°C menjadi 80°C dengan kecepatan umpan sebesar 30,72 kg/jam menggunakan media pemanas berupa steam jenuh pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : 30°C
- Suhu keluar (t_2) : 80°C
- Tekanan : 2 atm

Beban panas (Qt) : 23.409,92 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 1,29 m²

Media Pemanas

- Jenis : Steam jenuh
- Suhu air masuk (T_1) : 120°C
- Suhu air keluar (T_2) : 120°C
- Massa pendingin : 10,63 kg/jam

Dimensi Alat

- Panjang pipa (L) : 16 ft
- Jumlah hairpin (Nh) : 1 buah

Inner Pipe

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1,25 in
- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,66 in
- *Inside Diameter (ID)* : 1,38 in
- *Flow Area (ao)* : 1,5 in²
- *Inside surface area (Ai)* : 0,362 ft²/ft
- *Outside surface area (Ao)* : 0,435 ft²/ft
- *Weight per in (ft)* : 2,28

Anulus Pipe

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2 in
- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Diameter (ID)* : 2,067 in
- *Flow Area (ao)* : 3,35 in²



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- *Inside surface area* (A_i) : 0,542 ft²/ft
- *Outside surface area* (A_o): 0,622 ft²/ft
- *Weight per in* (ft) : 3,66

Pressure Drop

- *Anulus Pipe* : 0,0005 Psi
- *Inner Pipe* : 0,0001 Psi

Harga unit : \$ 1.259,69

20) Heater (HE – 04)

Fungsi : Memanaskan umpan masuk menara distilasi (MD-01) berupa CH₃OH, C₄H₆O₂, dan H₂O dari suhu 80°C menjadi 83,08°C menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : 80°C
- Suhu keluar (t_2) : 83,08°C
- Tekanan : 1,18 atm

Beban panas (Qt) : 226.171,90 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 5,55 m²

Media Pemanas

- Jenis : Steam jenuh
- Suhu air masuk (T_1) : 120°C
- Suhu air keluar (T_2) : 120°C
- Massa pendingin : 102,71 kg/jam

Dimensi Alat

- Panjang pipa (L) : 16 ft
- Jumlah hairpin (Nh) : 3 buah

Inner Pipe

- *Normal Pipe Size* (NPS) : 2 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Diameter (ID)* : 2,067 in
- *Flow Area (ao)* : 3,35 in²
- *Inside surface area (Ai)* : 0,542 ft²/ft
- *Outside surface area (Ao)* : 0,622 ft²/ft
- *Weight per in (ft)* : 3,66

Anulus Pipe

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 3 in
- *Schedule number* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 3,5 in
- *Inside Diameter (ID)* : 3,068 in
- *Flow Area (ao)* : 7,38 in²
- *Inside surface area (Ai)* : 0,804 ft²/ft
- *Outside surface area (Ao)* : 0,917 ft²/ft
- *Weight per in (ft)* : 7,58

Pressure Drop

- *Anulus Pipe* : 0,0075 Psi
- *Inner Pipe* : 0,5783 Psi

Harga unit : \$ 3.599,12

21) Cooler (CL – 01)

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah reboiler (RB-01) berupa CH₃OH, C₄H₆O₂, dan H₂O sebelum diumpankan kedalam menara distilasi (MD-02) dari suhu 101,78°C hingga 93,65°C dan tekanan 1,47 atm menggunakan media pendingin air

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (*t₁*) : 101,78°C
- Suhu keluar (*t₂*) : 93,65°C



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tekanan : 1,46 atm

Beban panas (Qt) : 90.532,25 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : 23,92 m²

Media Pendingin

- Jenis : Air
- Suhu air masuk (T_1) : 30°C
- Suhu air keluar (T_2) : 50°C
- Massa pendingin : 1.083,18 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- Uc : 1,94 kJ/m².s.K
- Ud : 0,02 kJ/m².s.K
- ho : 20,65 kJ/m².s.K
- hio : 2,15 kJ/m².s.K
- Rd : 54,66 m².s.K/kJ
- Rd_{min} : 0,5 m².s.K/kJ

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 0,75 in
- $ID\ tube$: 0,62 in
- Nt : 82 tube
- Panjang $tube$ (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 1 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$: 12 in
- $Pass$: 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- $Tube$
 - ΔP_t : 0,49 Psi
 - ΔP_r : 0,00 Psi
 - $\Delta P_{T\ Total}$: 0,49 Psi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- *Shell*

ΔP_s : 3,94 Psi

Harga unit : \$ 7.018,29

22) Cooler (CL – 02)

Fungsi : Mendinginkan produk berupa $C_4H_6O_2$ sebelum diumpankan ke dalam tangki penyimpanan (T-04) dari suhu $80,59^\circ C$ hingga $35^\circ C$ dan tekanan 1 atm menggunakan media pendingin air

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk (t_1) : $80,59^\circ C$
- Suhu keluar (t_2) : $35^\circ C$
- Tekanan : 1 atm

Beban panas (Qt) : 333.149,63 kJ/jam

Luas transfer panas (A) : $65,34 m^2$

Media Pendingin

- Jenis : Air
- Suhu air masuk (T_1) : $30^\circ C$
- Suhu air keluar (T_2) : $50^\circ C$
- Massa pendingin : 3.986,00 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas

- U_c : $2,25 kJ/m^2 \cdot s \cdot K$
- U_d : $0,10 kJ/m^2 \cdot s \cdot K$
- h_o : $12,85 kJ/m^2 \cdot s \cdot K$
- h_{io} : $2,72 kJ/m^2 \cdot s \cdot K$
- R_d : $9,27 m^2 \cdot s \cdot K/kJ$
- $R_{d_{min}}$: $0,5 m^2 \cdot s \cdot K/kJ$

Dimensi Alat

- $OD\ tube$: 0,75 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- *ID tube* : 0,62 in
- *Nt* : 224 tube
- Panjang *tube* (L) : 16 ft
- Susunan pipa : 15/16 in , *triangular pitch*
- *ID shell* : 17,25 in
- *Pass* : 1

Penurunan Tekanan (ΔP)

- *Tube*
 - ΔP_t : 1,09 Psi
 - ΔP_r : 0,00 Psi
 - $\Delta P_{T\text{Total}}$: 1,09 Psi
- *Shell*
 - ΔP_s : 1,78 Psi

Harga unit : \$ 12.956,84

23) Pompa (P – 01)

Fungsi : Mengalirkan $C_3H_4O_2$ sebanyak 95.632,48 kg/jam dari kapal tanker menuju tangki penyimpanan (T-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 91,96 m³/jam
- Head pompa : 18,95 m
- Panjang pipa : 478 m
- Efisiensi pompa : 81,5%



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 10 Hp
- Efisiensi motor : 86%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 6 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 6,625 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 6,065 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 28,9 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 5,47 m
- NPSH dibutuhkan : 0,95 m

Harga unit : \$ 10.293,49

24) Pompa (P – 02)

Fungsi : Memompa asam akrilat ($C_3H_4O_2$) dari tangka penyimpanan (T-01) menuju heater (HE-01) untuk menaikkan tekanan dan memanaskan suhu bahan baku

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 3,07 m³/jam
- Head pompa : 29,76 m
- Panjang pipa : 118,92 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Efisiensi pompa : 58% %
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,75 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,32 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 1,049 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,864 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 13,24 m
- NPSH dibutuhkan : 0,10 m

Harga unit : \$ 3.311,19

25) Pompa (P – 03)

Fungsi : Mengalirkan CH₃OH sebanyak 84.930,1 kg/jam dari kapal tangker menuju tangki penyimpanan (T-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P₁) : 1 atm
- Tekanan (P₂) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 108,44 m³/jam
- Head pompa : 17,04 m
- Panjang pipa : 478,03 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Efisiensi pompa : 83%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 7,5 Hp
- Efisiensi motor : 86%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 6 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 6,625 in
- *Inside Diameter (ID)* : 6,065 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 28,9 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 6,94 m
- NPSH dibutuhkan : 1,06 m

Harga unit : \$ 11.013,19

26) Pompa (P – 04)

Fungsi : Memompa metanol (CH₃OH) dari tangki penyimpanan (T-02) menuju heater (HE-02) untuk menaikkan tekanan dan memanaskan suhu bahan baku

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P₁) : 1 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 1,81 m³/jam
- Head pompa : 35,51 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Panjang pipa : 116,69 m
- Efisiensi pompa : 47%
- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,75 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,05 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,824 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 15,72 m
- NPSH dibutuhkan : 0,04 m

Harga unit : \$ 3.023,26

27) Pompa (P – 05)

Fungsi : Mengalirkan H₂SO₄ sebanyak 21.372,39 kg/jam dari truk tangki menuju tangki penyimpanan (T-03)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P₁) : 1 atm
- Tekanan (P₂) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 12,21 m³/jam
- Head pompa : 13,35 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Panjang pipa : 126,85 m
- Efisiensi pompa : 69%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 2 Hp
- Efisiensi motor : 81%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 2,067 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 3,35 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 9,48 m
- NPSH dibutuhkan : 0,25 m

Harga unit : \$ 4.174,98

28) Pompa (P – 06)

Fungsi : Memompa asam sulfat (H₂SO₄) dari tangki penyimpanan (T-03) menuju heater (HE-03) untuk menaikkan tekanan dan memanaskan suhu bahan baku

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P₁) : 1 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 0,02 m³/jam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Head pompa : 11,72 m
- Panjang pipa : 113,07 m
- Efisiensi pompa : 36%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 0,84 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,622 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,304 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,01 m
- NPSH dibutuhkan : 0,01 m

Harga unit : \$ 2.879,30

29) Pompa (P – 07)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan (P₁) : 2 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 7,02 m³/jam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Head pompa : 4,75 m
- Panjang pipa : 43,3 m
- Efisiensi pompa : 62%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 2,067 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 3,35 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 3,29 m
- NPSH dibutuhkan : 0,17 m

Harga unit : \$ 3.599,12

30) Pompa (P – 08)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-02) menuju dekanter (DC-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan (P₁) : 2 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 7,03 m³/jam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Head pompa : 0,81 m
- Panjang pipa : 44,20 m
- Efisiensi pompa : 62%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Axial – Flow Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 2,067 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 3,35 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 3,32 m
- NPSH dibutuhkan : 0,17 m

Harga unit : \$ 3.599,12

31) Pompa (P – 09)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan fasa berat dari dekanter (DC-01) menuju reaktor (R-01) sebagai *recycle* asam sulfat (H₂SO₄) serta melakukan *purging* sebagian bahan

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan (P₁) : 2 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Kapasitas : 0,20 m³/jam
- Head pompa : 7,60 m
- Panjang pipa : 129,43 m
- Efisiensi pompa : 38%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 0,84 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,622 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,304 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 2,50 m
- NPSH dibutuhkan : 0,02 m

Harga unit : \$ 2.879,30

32) Pompa (P – 10)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan metanol (CH₃OH), metil akrilat (C₄H₆O₂), dan air (H₂O) dari akumulator (ACC-01) menuju heater (HE-04) sebelum diumpangkan kedalam menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 80°C
- Tekanan (P₁) : 2 atm
- Tekanan (P₂) : 2 atm



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 6,99 m³/jam
- Head pompa : 9,86 m
- Panjang pipa : 38,33 m
- Efisiensi pompa : 64%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,9 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 1,61 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 2,04 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 2,33 m
- NPSH dibutuhkan : 0,17 m

Harga unit : \$ 3.599,12

33) Pompa (P – 11)

Fungsi : Memompa metanol (CH₃OH) dan sedikit air (H₂O) dari akumulator (ACC-02) ke menara distilasi (MD-01) sebagai *reflux* dan *recycle* metanol menuju reaktor (R-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 64,08°C
- Tekanan (P₁) : 1 atm



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tekanan (P_2) : 2 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 1,86 m³/jam
- Head pompa : 35,15 m
- Panjang pipa : 41,39 m
- Efisiensi pompa : 47%
- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,05 in
- *Inside Diameter (ID)* : 0,824 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 5,28 m
- NPSH dibutuhkan : 0,04 m

Harga unit : \$ 3.023,26

34) Pompa (P – 12)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan hasil bawah reboiler (RB-01) menuju cooler (CL-01) untuk didinginkan sebelum diumpankan kedalam menara distilasi (MD-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu : 101,78°C



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tekanan (P_1) : 1,46 atm
- Tekanan (P_2) : 1,46 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 5,31 m³/jam
- Head pompa : 7,99 m
- Panjang pipa : 40,23 m
- Efisiensi pompa : 59%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,9 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 1,61 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 2,04 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,85 m
- NPSH dibutuhkan : 0,14 m

Harga unit : \$ 3.383,17

35) Pompa (P – 13)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan metil akrilat ($C_4H_6O_2$) dari akumulator (ACC-03) menuju tangki penyimpanan (T-04) serta sebagai *reflux* menuju menara distilasi (MD-02)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu : 80,59°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 4,32 m³/jam
- Head pompa : 40,02 m
- Panjang pipa : 135,46 m
- Efisiensi pompa : 56,3%
- Kecepatan putar : 1750 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 1 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,32 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 1,049 in
- *Flow area per pipe (a²)* : 0,864 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 26,39 m
- NPSH dibutuhkan : 0,07 m

Harga unit : \$ 3.311,19

36) Pompa (P – 14)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan hasil bawah reboiler (RB-02) menuju unit pengolahan limbah (UPL)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu : 108,84°C
- Tekanan (P_1) : 1,37 atm
- Tekanan (P_2) : 1,37 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 0,86 m³/jam
- Head pompa : 16,01 m
- Panjang pipa : 118,31 m
- Efisiensi pompa : 46,3%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 0,84 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,622 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,304 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 15,46 m
- NPSH dibutuhkan : 0,04 m

Harga unit : \$ 2.879,30

37) Pompa (P – 15)

Fungsi : Memompa dan mengalirkan produk metil akrilat (C₄H₆O₂) dari tangki penyimpanan (T-04) menuju area loading atau truk tangki

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 32 m³/jam
- Head pompa : 6,96 m
- Panjang pipa : 104,51 m
- Efisiensi pompa : 74%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 1,5 Hp
- Efisiensi motor : 80,5%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 3 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 3,5 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 3,068 in
- *Flow area per pipe (a^{''})* : 7,38 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 3,81 m
- NPSH dibutuhkan : 0,47 m

Harga unit : \$ 5.830,58



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

BAB III

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

3.1. NERACA MASSA

1) Reaktor (R – 01)

Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor (R – 01)

Komponen	BM	Input		Output	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	44,12	3.176,88	7,82	563,26
CH ₃ OH	32	88,25	2.823,89	51,95	1.662,28
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,00	0,00	36,30	3.121,82
H ₂ O	18	1,46	26,35	37,76	679,76
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	3,07	301,05
Total		136,91	6.328,17	136,91	6.328,17

2) Reaktor (R – 02)

Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor (R – 02)

Komponen	BM	Input		Output	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	7,82	563,26	0,08	5,63
CH ₃ OH	32	51,95	1.662,28	44,20	1.414,45
C ₄ H ₆ O ₂	86	36,30	3.121,82	44,05	3.787,88
H ₂ O	18	37,76	679,76	45,51	819,16
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	3,07	301,05
Total		136,91	6.328,17	136,91	6.328,17

3) Dekanter (DC – 01)

Tabel 3.3. Neraca Massa Dekanter (DC – 01)

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	0,08	5,63	0,00	0,00	0,08	5,63
CH ₃ OH	44,20	1.414,45	43,63	1.396,04	0,58	18,41



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	44,05	3.787,88	0,00	0,00
H ₂ O	45,51	819,16	45,16	812,96	0,34	6,20
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	0,00	0,00	3,07	301,05
Total	136,91	6.328,17	132,84	5.996,88	4,07	331,29
			136,91		6.328,17	

4) Menara Distilasi (MD – 01)

Tabel 3.4. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 01)

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	43,63	1.396,04	43,56	1.393,95	0,07	2,09
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	0,00	0,00	44,05	3.787,88
H ₂ O	45,16	812,96	0,12	2,09	45,05	810,87
Total	132,84	5.996,88	43,68	1.396,04	89,16	4.600,84
			132,84		5.996,88	

5) Menara Distilasi (MD – 02)

Tabel 3.5. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 02)

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	0,07	2,09	0,06	2,07	0,00	0,02
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	43,82	3.768,94	0,22	18,94
H ₂ O	45,05	810,87	0,94	16,87	44,11	794,00
Total	89,16	4.600,84	44,83	3.787,88	44,33	812,96
			89,16		4.600,84	

6) Arus Recycle

Tabel 3.6. Neraca Massa Arus *Recycle*

Komponen	<i>Fresh</i> Metanol		<i>Recycle</i> Metanol		Keluar	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	44,17	1.413,38	43,56	1.393,95	87,73	2.807,32



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

H ₂ O	0,12	2,12	0,12	2,09	0,23	4,22
TOTAL	44,29	1.415,50	43,68	1.396,04	87,96	2.811,54
	87,96		2.811,54			

3.2. NERACA ENERGI

1) Reaktor (R – 01)

Tabel 3.7. Neraca Panas Reaktor (R – 01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	373.662,99	66.250,45
CH ₃ OH	400.987,56	236.041,33
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	327.182,12
H ₂ O	6.055,34	156.208,79
H ₂ SO ₄	24.282,00	24.282,00
Q Reaksi	1.357.629,95	0,00
Q Pendingin	0,00	1.352.653,15
TOTAL	2.162.617,83	2.162.617,83

2) Reaktor (R – 02)

Tabel 3.8. Neraca Panas Reaktor (R – 02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	66.250,45	662,50
CH ₃ OH	236.041,33	200.849,26
C ₄ H ₆ O ₂	327.182,12	396.988,00
H ₂ O	156.208,79	188.244,75
H ₂ SO ₄	24.282,00	24.282,00
Q Reaksi	289.656,88	0,00
Q Pendingin	0,00	288.595,05
TOTAL	1.099.621,55	1.099.621,55



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

3) Dekanter (DC – 01)

Tabel 3.9. Neraca Panas Dekanter (DC – 01)

Komponen	<i>Input</i> kJ/jam	<i>Light</i> kJ/jam	<i>Heavy</i> kJ/jam
C ₃ H ₄ O ₂	295,67	0,00	295,67
CH ₃ OH	89.564,45	88.398,71	1.165,74
C ₄ H ₆ O ₂	176.804,13	176.804,13	0,00
H ₂ O	85.696,92	85.048,30	648,62
H ₂ SO ₄	10.886,30	0,00	10.886,30
TOTAL	363.247,47	350.251,14	12.996,33
		363.247,47	

4) Menara Distilasi (MD – 01)

Tabel 3.10. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 01)

Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
CH ₃ OH	209.795,59	80.651,56
C ₄ H ₆ O ₂	420.188,32	563.410,18
H ₂ O	197.293,42	260.433,27
Q Kondensor	0,00	559.737,51
Q Reboiler	636.955,19	0,00
Total	1.464.232,52	1.464.232,52

5) Menara Distilasi (MD – 02)

Tabel 3.11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 02)

Komponen	<i>Masuk</i> (kJ/jam)	<i>Keluar</i> (kJ/jam)
CH ₃ OH (l)	374,75	175,35
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	500.573,01	265.777,07
H ₂ O (l)	232.629,01	280.351,85
Q Kondensor	0,00	430.940,10



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Q Reboiler	243.667,59	0,00
Total	977.244,37	977.244,37

6) Kondensor (CD – 01)

Tabel 3.12. Neraca Panas Kondensor (CD – 01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	335.467,61	329.524,44
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	0,00
H ₂ O	652,72	641,41
Q Laten	6.431.605,58	0,00
Q Pendingin	0,00	6.437.560,07
Total	6.767.725,92	6.767.725,92

7) Kondensor (CD – 02)

Tabel 3.13. Neraca Panas Kondensor (CD – 02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	611,28	603,54
C ₄ H ₆ O ₂	940.556,47	928.340,40
H ₂ O	6.380,95	6.302,66
Q Laten	7.526.308,79	0,00
Q Pendingin	0,00	7.538.610,88
Total	8.473.857,48	8.473.857,48

8) Reboiler (RB – 01)

Tabel 3.14. Neraca Panas Reboiler (RB – 01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Uap	Cairan
CH ₃ OH	1.255,35	867,44	423,48
C ₄ H ₆ O ₂	1.677.195,98	1.159.009,83	565.825,85
H ₂ O	775.775,87	535.303,05	261.333,68
Q Penguapan	0,00	6.432.465,33	



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Q Pemanas	6.501.001,45	0,00	
Total	8.955.228,65	8.127.645,65	827.583,00
		8.955.228,65	

9) Reboiler (RB – 02)

Tabel 3.15. Neraca Panas Reboiler (RB – 02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Uap	Cairan
CH ₃ OH	21,39	16,84	4,65
C ₄ H ₆ O ₂	14.293,55	11.251,09	3.107,57
H ₂ O	1.286.478,76	1.012.378,17	279.621,01
Q Penguapan	0,00	6.266.799,42	
Q Pemanas	6.272.385,04	0,00	
Total	7.573.178,75	7.290.445,52	282.733,24
		7.573.178,75	

10) Heater (HE – 01)

Tabel 3.16. Neraca Panas Heater (HE – 01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	32.906,69	373.066,74
H ₂ O	334,27	3.662,75
Q Pemanas	343.488,53	0,00
Total	376.729,49	376.729,49

11) Heater (HE – 02)

Tabel 3.17. Neraca Panas Heater (HE – 02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	158.896,38	398.634,67
H ₂ O	395,08	969,14
Q Pemanas	240.312,36	0,00
Total	399.603,81	399.603,81



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

12) Heater (HE – 03)

Tabel 3.18. Neraca Panas Heater (HE – 03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	215,51	2.428,20
H ₂ O	12,89	141,19
Q Pemanas	2.340,99	0,00
Total	2.569,39	2.569,39

13) Heater (HE – 04)

Tabel 3.19. Neraca Panas Heater (HE – 04)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	198.234,93	209.795,59
C ₄ H ₆ O ₂	396.988,00	420.188,32
H ₂ O	186.820,02	197.293,42
Q Pemanas	45.234,38	0,00
Total	827.277,33	827.277,33

14) Cooler (CL – 01)

Tabel 3.20. Neraca Panas Heater (CL – 01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	421,68	374,75
C ₄ H ₆ O ₂	563.410,18	500.573,01
H ₂ O	260.277,17	232.629,01
Q Pendingin	0,00	90.532,25
Total	824.109,03	824.109,03

15) Cooler (CL – 02)

Tabel 3.21. Neraca Panas Heater (CL – 02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OH	297,65	52,06
C ₄ H ₆ O ₂	399.402,64	69.709,02



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

H ₂ O	3.917,38	706,97
Q Pendingin	0,00	333.149,63
Total	403.617,68	403.617,68



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

BAB IV
UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik, maka selain bahan baku dan bahan pembantu diperlukan kebutuhan infrastruktur terutama utilitas. Unit utilitas pada pabrik Metil Akrilat dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini terdiri dari :

1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water System*)
2. Unit Penyedia Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Penyedia Listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)
4. Unit Penyedia Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar

4.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Penggunaan air yang akan digunakan untuk kebutuhan pabrik Metil Akrilat sehari-harinya meliputi untuk layanan umum, perkantoran, pemadam kebakaran, media pendingin di pabrik, dan BWF (*Boiler Feed Water*). Kebutuhan air diperoleh dan dapat dipenuhi dari Instalasi Pengolahan Air unit utilitas di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE, Manyar, Gresik yang memiliki kapasitas pengolahan air cukup besar dengan jarak sekitar 1 km dari rencana lokasi pendirian pabrik.

1) Kebutuhan Air Total (*Start Up*)

Air Pendingin	=	191.925,11 kg/jam
Air Umpan Boiler	=	6.179,00 kg/jam
Air Sanitasi	=	1.241,67 kg/jam
<u>Air Service</u>	=	<u>561,67 kg/jam</u> +
		199.907,44 kg/jam

2) Kebutuhan Air *Make-Up* Ketika Kondisi *Steady-State*

Make-Up Water Cooling Tower	=	11.157,79 kg/jam
Air Sanitasi	=	1.241,67 kg/jam
Blowdown Boiler	=	617,90 kg/jam
<u>Air Servis</u>	=	<u>561,67 kg/jam</u> +



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

13.579,02 kg/jam

Uraian proses kebutuhan air :

Air dari Instalasi Pengolahan Air unit utilitas di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE, Manyar, Gresik melalui pemipaan untuk ditampung. Air dari BU-01 digunakan untuk kebutuhan air hidran dan servis. Air dari BU-01 untuk sanitasi ditambahkan kaporit dari tangka TU-01, kemudian dialirkan ke BU-02. Air dari BU-01 di alirkan ke Cooling Tower, digunakan sebagai media pendingin pada R-01, R-02, CD-01,CD-02,CL-01,CL-02. Kemudian air dari Kation Exchanger dan Anion Exchanger masuk ke Deaerator untuk menghilangkan kadar oksigen pada air. Selanjutnya air digunakan untuk umpan boiler.. Hasil keluaran boiler digunakan untuk pemanas pada HE-01, HE-02, HE-03, HE-04, RB-01, RB-02 dan juga DA-01. Kemudian steam yang sudah digunakan diembunkan di tangka TU-08 untuk selanjutnya diumpankan Kembali ke Deaerator DA-01.

4.2. Unit Penyedia Steam

Steam yang dibutuhkan pada pabrik metil akrilat ini adalah *steam* jenuh pada suhu 120°C dengan tekanan 1,96 atm. *Steam* yang dihasilkan dari boiler kemudian digunakan pada alat-alat penukar panas yaitu heater dan reboiler. Kebutuhan total *steam* adalah sebesar 6.549,74 kg/jam.

4.3. Unit Penyedia Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses seperti pengaduk, pompa, kompresor, dan alat-alat lainnya. Selain itu, listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik total adalah sebesar 100 kW. Daya listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 100 kW. Apabila terjadi padam atau hal lain, dapat digunakan generator cadangan berkekuatan 100 kW.

4.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar di pabrik metil akrilat digunakan untuk memenuhi kebutuhan boiler dan generator pembangkit listrik. Kebutuhan bahan bakar fuel oil yang digunakan untuk keperluan bahan bakar boiler yaitu sebanyak 338,85 kg/jam dan



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

kebutuhan generator sebesar 3,25 m³/tahun yang dipenuhi oleh PT Pertamina (Persero).

4.5. Unit Penyedia Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan digunakan untuk menggerakkan alat control. Udara didistribusikan dalam keadaan bersih dan kering. Untuk menaikkan tekanan udara digunakan kompresor. Kebutuhan udara diperkirakan sebanyak 50 m³/jam dengan tekanan 3 atm dimana digunakan untuk menggenarakan sekitar 25 alat control.

Uraian proses penyediaan udara tekan ialah udara dari lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaringan udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara kemudian dilewatkan pada tangki silika untuk diserap uap air yang masih terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara kering dilewatkan kompresor untuk membuat udara menjadi bertekanan 3 atm. Udara kering dengan tekanan 3 atm selanjutnya disimpan dalam tangki udara tekan.

4.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1) Bak Air Bersih (BU – 01)

Fungsi : Menampung air bersih yang berasal dari Instalasi Pengolahan Air di Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) JIPE.

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 12 jam

Dimensi Bak

- Jumlah : 1 unit
- Volume air : 163,66 m³
- Volume bak : 196,39 m³
- Panjang : 14,01 m
- Lebar : 7,01 m
- Tinggi : 2,00 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Bahan konstruksi : Beton bertulang

Harga unit : Rp 294.561,22

2) Tangki Klorinasi (TU – 01)

Fungsi : Melarutkan Cl_2 dalam air untuk membunuh bakteri dan patogen sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 1 jam

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,98 m
- Diameter luar (OD) : 0,99 m
- Tinggi *head* : 0,22 m
- Tinggi *shell* : 1,97 m
- Tinggi total : 2,41 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis : *Flat Blade Turbine*
- Jumlah : 1
- Diameter *impeller* : 0,33 m
- Tinggi *blade* : 0,07 m
- Lebar *blade* : 0,08 m
- Lebar *baffle* : 0,08 m
- Kecepatan pengaduk : 155 rpm
- Daya : 0,5 Hp

Harga unit : \$ 5.578,64



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

3) Bak Air Sanitasi (BU – 02)

Fungsi : Menampung sementara air untuk kebutuhan air sanitasi sebelum di distribusikan

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 12 jam

Dimensi Bak

- Jumlah : 1 unit
- Volume air : 14,97 m³
- Volume bak : 17,96 m³
- Panjang : 4,24 m
- Lebar : 2,12 m
- Tinggi : 2,00 m
- Bahan konstruksi : Beton bertulang

Harga unit : Rp 26.937,45

4) Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical Induced Draft Counter Flow Cooling Tower*

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu input (T_1) : 50°C
- Suhu output (T_2) : 30°C

Laju Alir

- L_1 : 191.925,11 kg/jam
- L_2 : 186.346,22 kg/jam
- G : 619.876,98 kg/jam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kebutuhan *Make Up Water* : 11.157,79 kg/jam

Luas penampang CT : 45,06 m²

Dimensi Cooling Tower

- Panjang : 6,71 m
- Lebar : 6,71 m
- Tinggi : 8,50 m
- Daya motor : 20 Hp
- Jumlah : 1 unit

Dimensi Bak Basin

- Panjang : 5,78 m
- Lebar : 5,78 m
- Tinggi : 1,16 m

Harga unit : \$ 82.779,78

5) Kation Exchanger (KE – 01)

Fungsi : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na⁺, Ca²⁺)

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu regenerasi : 72 jam

Jumlah tangki : 2 unit

Laju alir massa : 617,90 kg/jam

Resin yang digunakan : C-300 dengan notasi RH₂

Bahan tangki : Carbon Steel SA-167 type 309

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,33 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Diameter luar (OD) : 0,34 m
- Tinggi *head* : 0,11 m
- Tinggi *shell* : 1,21 m
- Tinggi total : 1,43 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Harga unit : \$ 14.036,57

6) Tangki H₂SO₄ (TU – 02)

Fungsi : Melarutkan larutan H₂SO₄ 2% untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,60 m
- Diameter luar (OD) : 0,61 m
- Tinggi *head* : 0,16 m
- Tinggi *shell* : 1,19 m
- Tinggi total : 1,51 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis : *Flat Blade Turbine*
- Jumlah : 1
- Diameter *impeller* : 0,20 m
- Tinggi *blade* : 0,04 m
- Lebar *blade* : 0,05 m
- Lebar *baffle* : 0,05 m
- Kecepatan pengaduk : 250 rpm



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Daya motor : 0,5 Hp

Harga unit : \$ 3.599,12

7) Anion Exchanger (AE – 01)

Fungsi : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Cl^- , SO_4^{2-})

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu regenerasi : 72 jam

Jumlah tangki : 2 unit

Laju alir massa : 617,90 kg/jam

Resin yang digunakan : C-500 P dengan notasi RH_2

Bahan tangki : Carbon Steel SA-167 type 309

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,33 m
- Diameter luar (OD) : 0,34 m
- Tinggi *head* : 0,11 m
- Tinggi *shell* : 1,21 m
- Tinggi total : 1,43 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Harga unit : \$ 15.116,31

8) Tangki NaOH (TU – 03)

Fungsi : Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,62 m
- Diameter luar (OD) : 0,63 m
- Tinggi *head* : 0,16 m
- Tinggi *shell* : 1,23 m
- Tinggi total : 1,56 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis : *Flat Blade Turbine*
- Jumlah : 1
- Diameter *impeller* : 0,21 m
- Tinggi *blade* : 0,04 m
- Lebar *blade* : 0,05 m
- Lebar *baffle* : 0,05 m
- Kecepatan pengaduk : 250 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp

Harga unit : \$ 3.599,12

9) Tangki Hidrazin (TU – 04)

Fungsi : Membuat larutan hidrazin N_2H_4 1% yang digunakan dalam tangki deaerator (DA-01) untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak menimbulkan korosi pada boiler.

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,49 m
- Diameter luar (OD) : 0,50 m
- Tinggi *head* : 0,14 m
- Tinggi *shell* : 0,98 m
- Tinggi total : 1,26 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis : *Flat Blade Turbine*
- Jumlah : 1
- Diameter *impeller* : 0,16 m
- Tinggi *blade* : 0,03 m
- Lebar *blade* : 0,04 m
- Lebar *baffle* : 0,04 m
- Kecepatan pengaduk : 320 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp

Harga unit : \$ 3.599,12

10) Tangki NaH_2PO_4 (TU – 05)

Fungsi : Membuat larutan NaH_2PO_4 1% yang digunakan dalam tangki deaerator (DA-01) untuk mencegah timbulnya kerak dalam boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,49 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Diameter luar (OD) : 0,50 m
- Tinggi *head* : 0,14 m
- Tinggi *shell* : 0,98 m
- Tinggi total : 1,26 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis : *Flat Blade Turbine*
- Jumlah : 1
- Diameter *impeller* : 0,16 m
- Tinggi *blade* : 0,03 m
- Lebar *blade* : 0,04 m
- Lebar *baffle* : 0,04 m
- Kecepatan pengaduk : 320 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp

Harga unit : \$ 3.599,12

11) Deaerator (DA – 01)

Fungsi : Menghilangkan gas yang terlarut dalam air seperti CO, CO₂, & O₂
Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal, yang berisi bahan isian, dimana air di-spray dari atas dan *steam* tekanan rendah dialirkan dari bawah secara *countercurrent*

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 0,60 m
- Diameter luar (OD) : 0,61 m
- Tinggi *head* : 0,16 m
- Tinggi *shell* : 1,19 m



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tinggi total : 1,51 m

- Tebal *head* : 0,1875 in

- Tebal *shell* : 0,1875 in

Luas penampang deaerator : 0,2531 m²

Volume bahan isian : 0,0646 m³

Tinggi bahan isian : 0,2552 m

Volume deaerator : 0,7447 m³

Jumlah deaerator : 1 unit

Harga unit : \$ 1.799,56

12) Tangki Umpan Boiler (TU – 06)

Fungsi : Menampung sementara air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler (B-01) dengan waktu operasi 4 jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 99,72°C

- Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah tangki : 1 unit

Volume tangki : 8,64 m³

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 1,54 m

- Diameter luar (OD) : 1,55 m

- Panjang *head* : 0,32 m

- Panjang *shell* : 4,63 m

- Panjang total : 5,26 m

- Tebal *head* : 0,1875 in

- Tebal *shell* : 0,1875 in



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Harga unit : \$ 5.038,77

13) Boiler (B – 01)

Fungsi : Membuat steam jenuh pada suhu 120°C dengan tekanan 1,96 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Kondisi Operasi

- Suhu : 120°C
- Tekanan : 1,96 atm

Kebutuhan bahan bakar : 338,85 kg/jam

Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa

- Diameter luar : 2,88 in
- Diameter dalam : 2,469 in
- Luas permukaan : 0,753 ft²/ft
- Panjang pipa : 8 ft
- Jumlah pipa : 80 pipa

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 1,54 m
- Diameter luar (OD) : 1,55 m
- Panjang *head* : 0,32 m
- Panjang *shell* : 4,63 m
- Panjang total : 5,26 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,1875 in

Harga unit : \$ 107.253,80

14) Tangki Bahan Bakar Boiler (TU – 07)

Fungsi : Menyimpan *Fuel Oil* bahan bakar boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 15 hari

Volume bahan bakar : 121,99 m³

Volume tangki : 146,38 m³

Dimensi Tangki

- Diameter : 20 ft

- Tinggi : 18 ft

- Tebal *head* : 0,3125 in

- Tebal *shell* :

H (ft)	Tekanan (Psi)	<i>T_{Shell}</i> (in)
18	17,64	0,3327
17	18,07	0,3378
16	18,50	0,3429
15	18,94	0,3480
14	19,37	0,3531
13	19,80	0,3582
12	20,24	0,3634
11	20,67	0,3685
10	21,10	0,3736
9	21,54	0,3787
8	21,97	0,3838
7	22,40	0,3889
6	22,84	0,3940
5	23,27	0,3992
4	23,70	0,4043
3	24,14	0,4094
2	24,57	0,4145
1	25,01	0,4196
0	25,44	0,4247

Harga unit : \$ 56.506,20



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

15) Tangki Kondensat (TU – 08)

Fungsi : Menyimpan steam yang terkondensasi berasal dari unit pemanas

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 100°C

- Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Volume tangki : 7,45 m³

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) : 1,47 m

- Diameter luar (OD) : 1,48 m

- Panjang *head* : 0,30 m

- Panjang *shell* : 4,40 m

- Panjang total : 5,00 m

- Tebal *head* : 0,1875 in

- Tebal *shell* : 0,1875 in

Harga unit : \$ 4.678,86

16) Kompresor (KU – 01)

Fungsi : Menaikan tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm

Jenis : Kompresor Sentrifugal

Kondisi Operasi

- Suhu : 44,58°C

- Tekanan : 3 atm

Jumlah : 1 unit

Jumlah stage : 1



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kapasitas kompresor : 58,50 kg/jam
Kecepatan putaran : 1750 rpm
Daya penggerak : 3 Hp
Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
Harga unit : \$ 5.398,68

17) Tangki Silika (TU – 09)

Fungsi : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara
Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi

- Suhu : 44,58°C
- Tekanan : 3 atm

Jumlah : 2 unit
Diameter : 2,07 m
Tinggi : 4,14 m
Volume bahan : 17,39 m³
Volume tangki : 20,87 m³
Waktu pengeringan : 0,02 jam
Harga unit : \$ 4.390,93

18) Tangki Udara Tekan (TU – 10)

Fungsi : Menyimpan dan menampung udara tekan
Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi

- Suhu : 44,58°C
- Tekanan : 3 atm

Waktu tinggal : 1 jam
Jumlah : 1 unit

Dimensi Tangki



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Diameter dalam (ID) : 0,96 m
- Diameter luar (OD) : 0,97 m
- Panjang *head* : 0,23 m
- Panjang *shell* : 1,91 m
- Panjang total : 2,36 m
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tebal *shell* : 0,2500 in

Harga unit : \$ 2.303,44

19) Generator (GU – 01)

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai energi cadangan untuk keperluan unit proses, unit utilitas, perkantoran, layanan umum dan lain sebagainya

Jenis : Generator Bahan Bakar Solar

Daya yang dibangkitkan : 100 kWh

Kebutuhan bahan bakar : 3.253 liter/tahun

Harga unit : \$ 140.365,71

20) Tangki Bahan Bakar Generator (TU – 11)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk generator listrik

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kapasitas : 3,25 m³/tahun

Harga unit : \$ 3.779,08

21) Pompa Utilitas (PU – 01)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari bak penampung air bersih PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera menuju bak air bersih (BU-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 13,27 m³/jam
- Head pompa : 6,07 m
- Panjang pipa : 1023 m
- Efisiensi pompa : 72%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Francis – Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 3 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 3,5 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 3,068 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 7,38 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 9,64 m
- NPSH dibutuhkan : 0,26 m

Harga unit : \$ 2.231,45

22) Pompa Utilitas (PU – 02)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari bak air bersih (BU-01) menuju bak air sanitasi, air servis, air pendingin, dan air umpan boiler

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1,1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 13,27 m³/jam
- Head pompa : 18,88 m
- Panjang pipa : 94 m
- Efisiensi pompa : 72%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 1,5 Hp
- Efisiensi motor : 82%
- Tipe impeller : radial – Vane Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 3 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 3,5 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 3,068 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 7,38 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 0,62 m
- NPSH dibutuhkan : 0,26 m

Harga unit : \$ 2.231,45

23) Pompa Utilitas (PU – 03)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 191.925,11 kg/jam dari cooling tower menuju reaktor, cooler, dan condenser serta dilanjutkan kembali menuju cooling tower(CT-01) untuk disirkulasi.

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 187,61 m³/jam
- Head pompa : 5,86 m
- Panjang pipa : 145m
- Efisiensi pompa : 86%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 5 Hp
- Efisiensi motor : 84%
- Tipe impeller : Axial – Flow Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 10 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 10,75 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 10,02 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 78,8 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,54 m
- NPSH dibutuhkan : 1,16 m

Harga unit : \$ 8.997,80

24) Pompa Utilitas (PU – 04)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari kation exchanger menuju anion exchanger

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 0,60 m³/jam
- Head pompa : 0,61 m
- Panjang pipa : 7 m
- Efisiensi pompa : 51%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Francis - Screw Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,75 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,05 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,824 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,06 m
- NPSH dibutuhkan : 0,03 m

Harga unit : \$ 1.439,65

25) Pompa Utilitas (PU – 05)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari anion exchanger menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 0,60 m³/jam
- Head pompa : 0,40 m
- Panjang pipa : 7 m
- Efisiensi pompa : 51%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Mixed – Flow Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 0,75 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 1,05 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 0,824 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,06 m
- NPSH dibutuhkan : 0,03 m

Harga unit : \$ 1.439,65

26) Pompa Utilitas (PU – 06)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari deaerator menuju boiler

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 99,717°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 7,50 m³/jam
- Head pompa : 0,93 m
- Panjang pipa : 24 m
- Efisiensi pompa : 68%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Axial – Flow Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2,5 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,88 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 2,469 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 4,79 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia : 1,08 m
- NPSH dibutuhkan : 0,18 m

Harga unit : \$ 1.835,55

27) Pompa Utilitas (PU – 07)

Fungsi : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari tangki kondensat menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Kondisi Operasi

- Suhu : 100°C
- Tekanan (P_1) : 1 atm
- Tekanan (P_2) : 1 atm

Spesifikasi Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Kapasitas : 6,46 m³/jam
- Head pompa : 0,57 m
- Panjang pipa : 22 m
- Efisiensi pompa : 62%
- Kecepatan putar : 3500 rpm
- Daya motor : 0,5 Hp
- Efisiensi motor : 80%
- Tipe impeller : Axial – Flow Field

Spesifikasi Pipa

- *Normal Pipe Size (NPS)* : 2 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40
- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Dieamter (ID)* : 2,067 in
- *Flow area per pipe (a'')* : 3,35 in²

Nilai NPSH

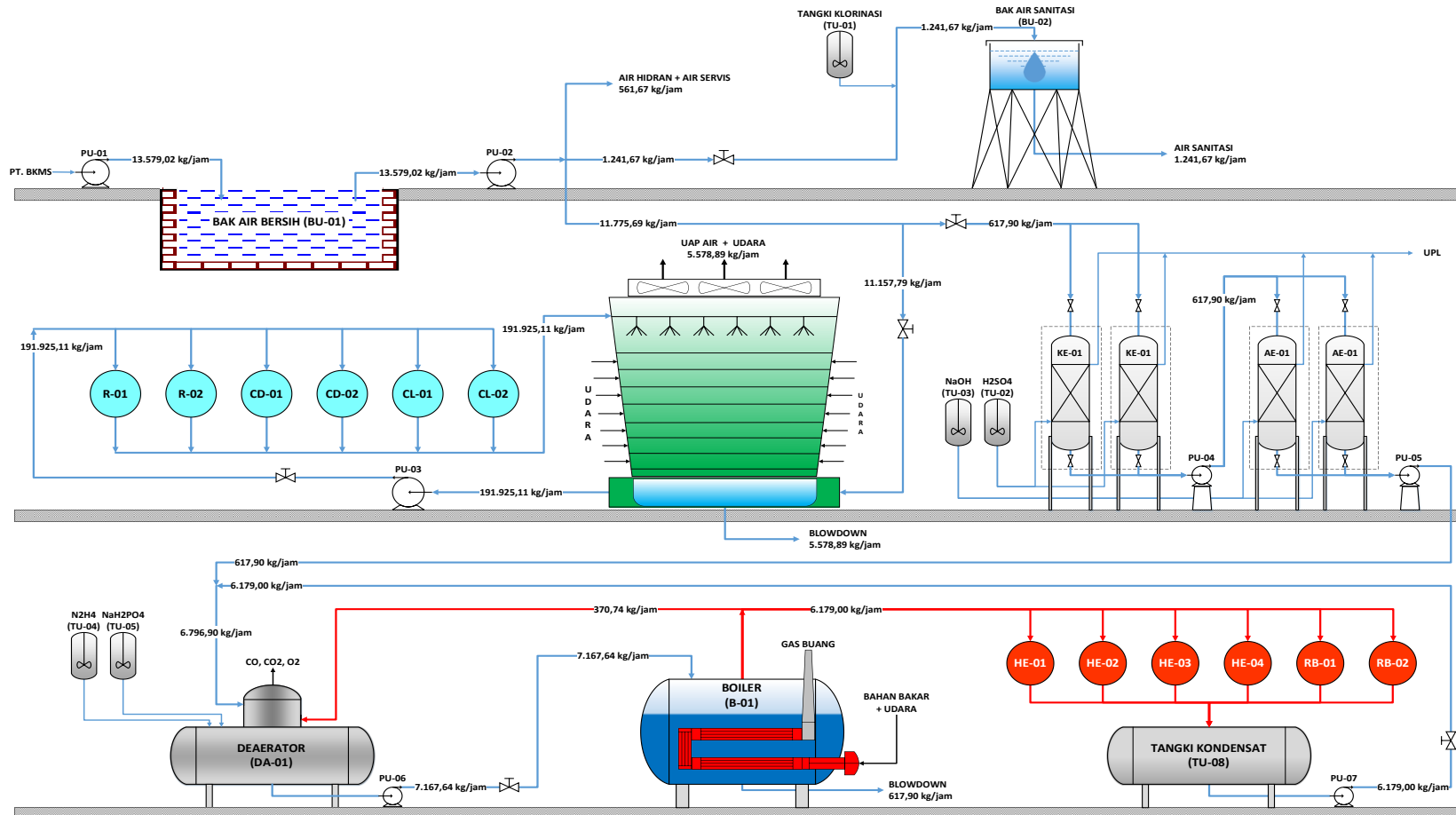
- NPSH tersedia : 1,15 m
- NPSH dibutuhkan : 0,16 m

Harga unit : \$ 1.763,57



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

4.7. Diagram Alir Utilitas

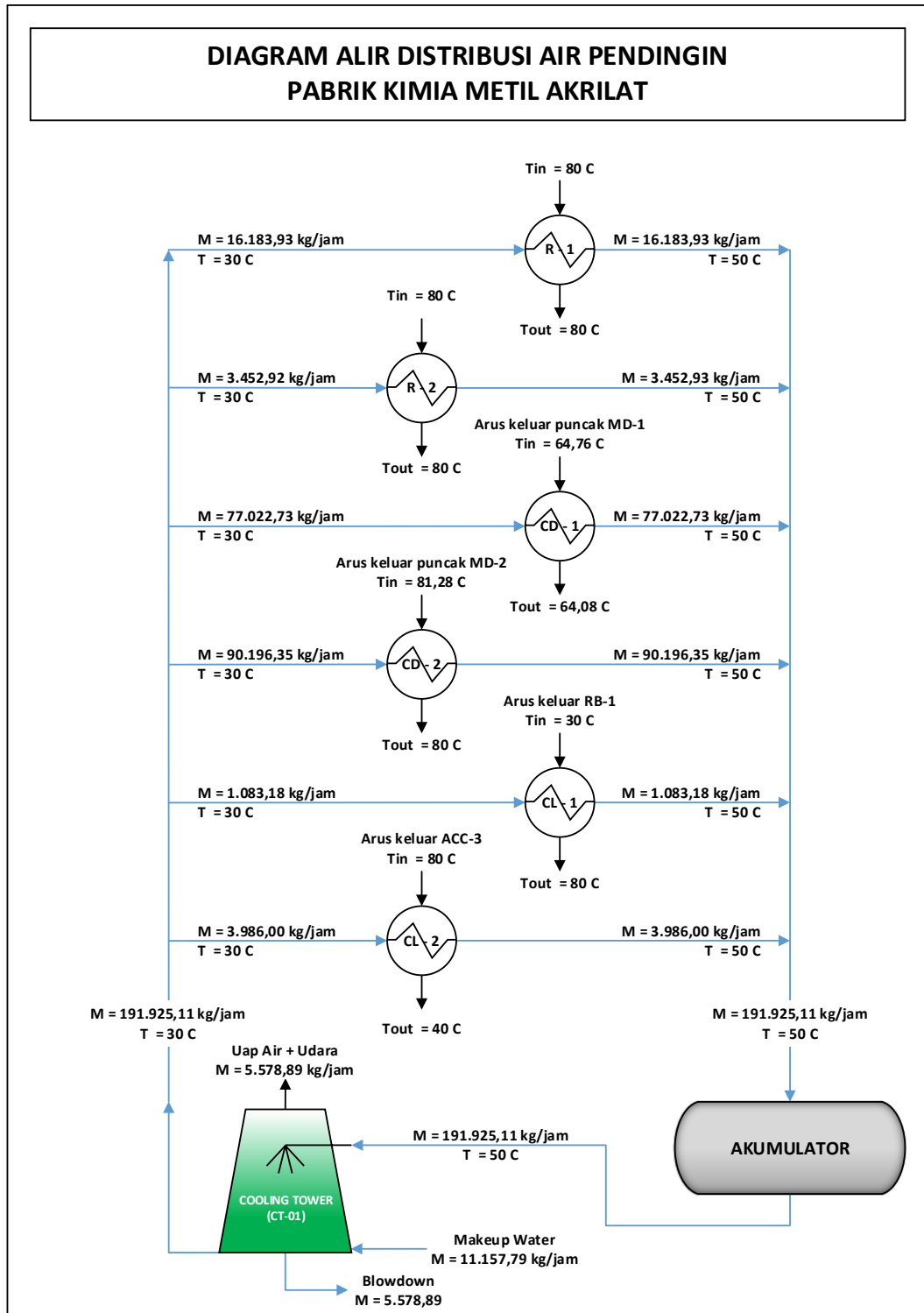


Gambar 4.1. Diagram Alir Utilitas

Amelia Meity Gusminanda 121160145
Muhammad Fakhrizal Afif 121160181



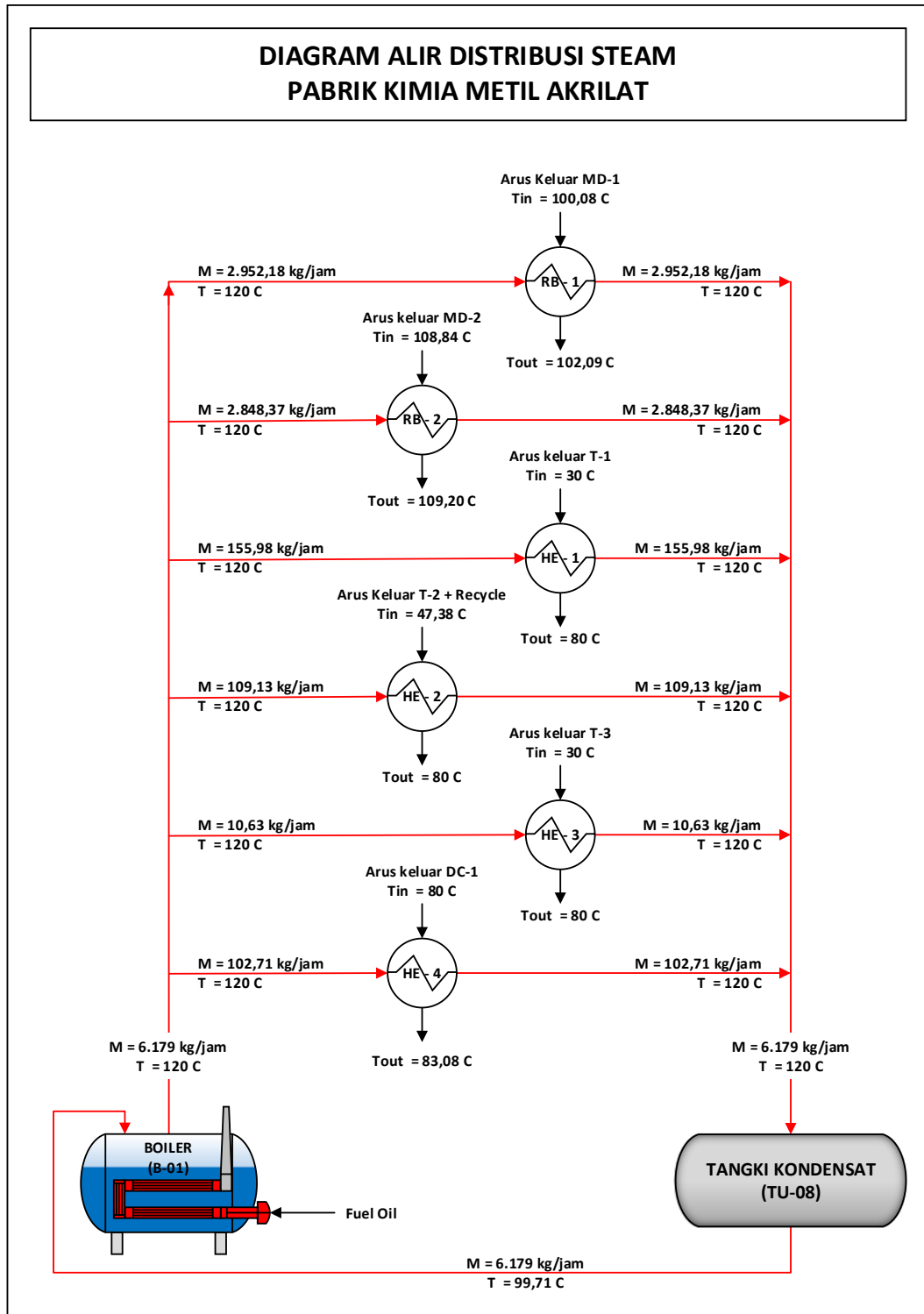
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 4.2. Diagram Alir Distribusi Air Pendingin



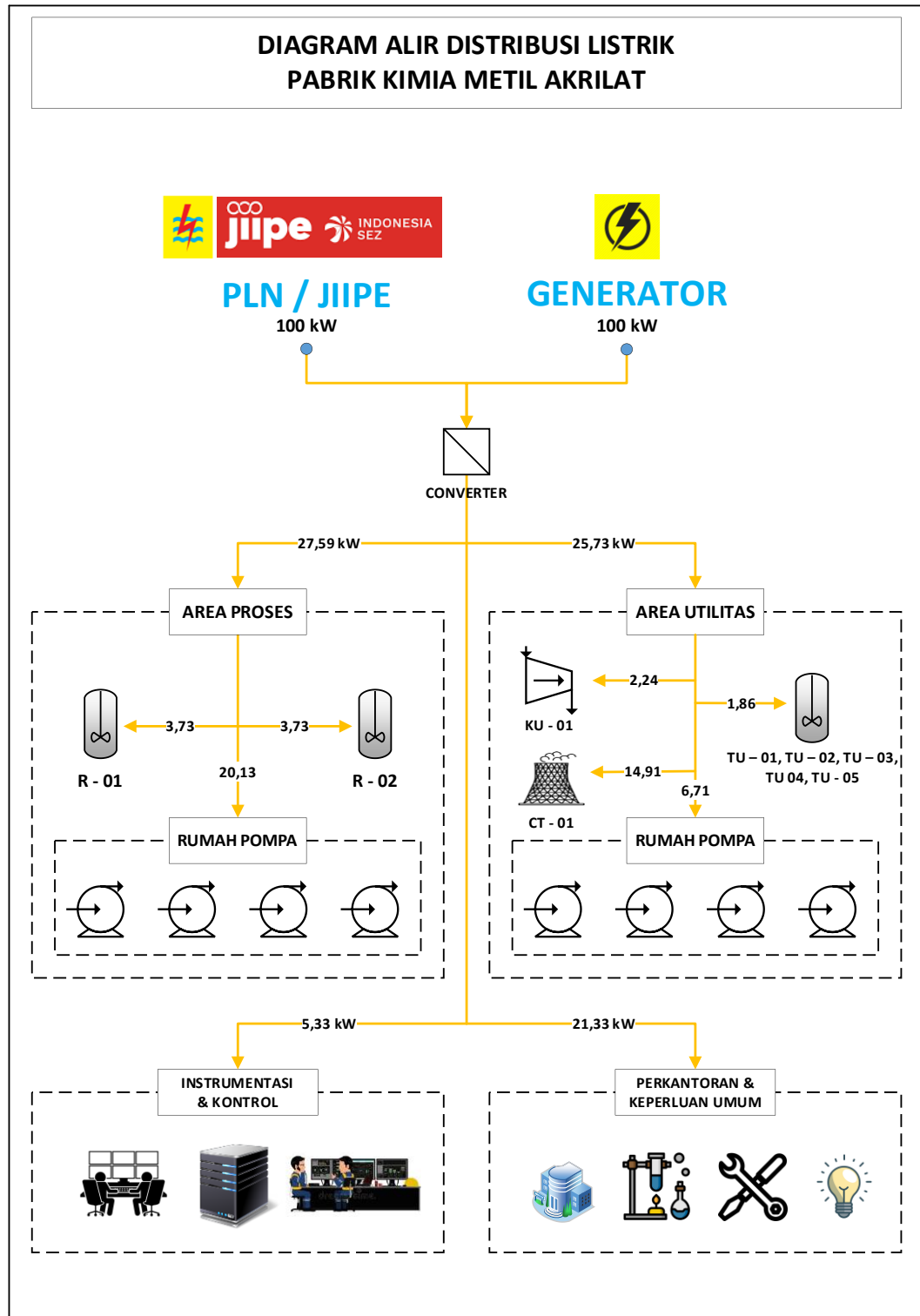
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



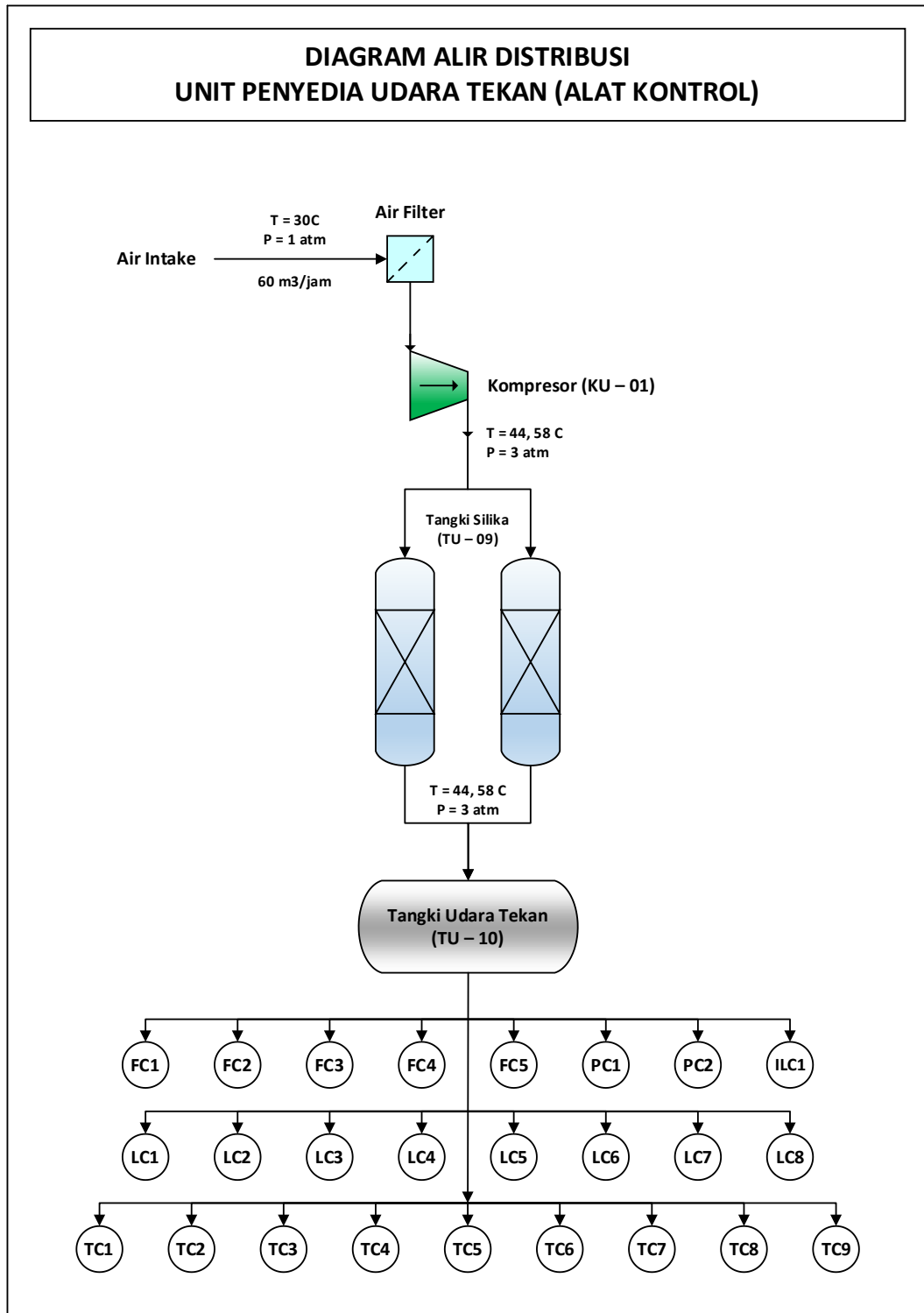
Gambar 4.3. Diagram Alir Distribusi Steam



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 4.4. Diagram Alir Distribusi Listrik



Gambar 4.5. Diagram Alir Distribusi Udara Tekan



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 4.1. Konfigurasi Instrumentasi dan Pengendalian Proses

No	Nama	Variabel		Sensor	Aksi	
		CV	MV		Valve	Controller
1	FC – 01	Perbandingan jumlah mol	Laju alir massa	Flow Meter	FO – AC	Direct
2	FC – 02	Perbandingan jumlah mol	Laju alir massa	Flow Meter	FO – AC	Direct
3	FC – 03	Laju alir metanol	Laju alir massa	Flow Meter	FO – AC	Direct
4	FC – 04	Laju alir massa reflux	Laju alir massa reflux	Flow Meter	FO – AC	Direct
5	FC – 05	Laju alir massa reflux	Laju alir massa reflux	Flow Meter	FO – AC	Direct
6	TC – 01	Suhu liquid keluar HE-01	Laju input steam HE-01	Thermocouple	FC – AO	Reverse
7	TC – 02	Suhu liquid keluar HE-03	Laju input steam HE-03	Thermocouple	FC – AO	Reverse
8	TC – 03	Suhu liquid keluar HE-02	Laju input steam HE-02	Thermocouple	FC – AO	Reverse
9	TC – 04	Suhu liquid keluar R-01	Laju input air pendingin R-01	Thermocouple	FO – AC	Reverse
10	TC – 05	Suhu liquid keluar R-02	Laju input air pendingin R-02	Thermocouple	FO – AC	Reverse
11	TC – 06	Suhu liquid keluar HE-04	Laju input steam HE-04	Thermocouple	FC – AO	Reverse
12	TC – 07	Suhu tray 12 MD-01	Laju input steam RB-01	Thermocouple	FO – AC	Direct
13	TC – 08	Suhu liquid keluar CL-01	Laju input air pendingin CL-01	Thermocouple	FO – AC	Reverse
14	TC – 09	Suhu tray 16 MD-02	Laju input steam RB-02	Thermocouple	FO – AC	Direct
15	PC – 01	Tekanan puncak MD-01	Laju input air pendingin CD-1	Differensial Pressure Transmitter	FO – AC	Reverse



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

16	PC – 02	Tekanan puncak MD-02	Laju input air pendingin CD-2	Differensial Pressure Transmitter	FO – AC	Reverse
17	LC – 01	Level liquid R-01	Laju output liquid dari R-01	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
18	LC – 02	Level liquid R-02	Laju output liquid dari R-02	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
19	LC – 03	Level liquid light component DC-01	Laju output liquid light component	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
20	LC – 04	Level liquid ACC-01	Laju output liquid dari ACC-01	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
21	LC – 05	Level liquid ACC-02	Laju alir recycle	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
22	LC - 06	Level liquid RB-01	Laju output liquid dari RB-01	Level Transmitter	FO – AC	Direct
23	LC – 07	Level liquid ACC-03	Laju output liquid dari ACC-03	Level Transmitter	FO – AC	Reverse
24	LC – 08	Level liquid RB-02	Laju output liquid dari RB-02	Level Transmitter	FO – AC	Direct
25	ILC – 01	Level interface heavy component dengan light component	Laju output heavy component dari ACC-01	Level Transmitter	FO – AC	Reverse



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Badan Usaha

Bentuk Badan Usaha Perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu merupakan perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut :

- 1) Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, dimana pemegang saham dapat berganti-ganti.
- 2) Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
- 3) Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal kerja dengan menjual saham-saham baru.
- 4) Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
- 5) Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
- 6) Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih dewan direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh para pemegang saham perusahaan. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan publik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

terbatas adalah pemegang saham perseroan yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

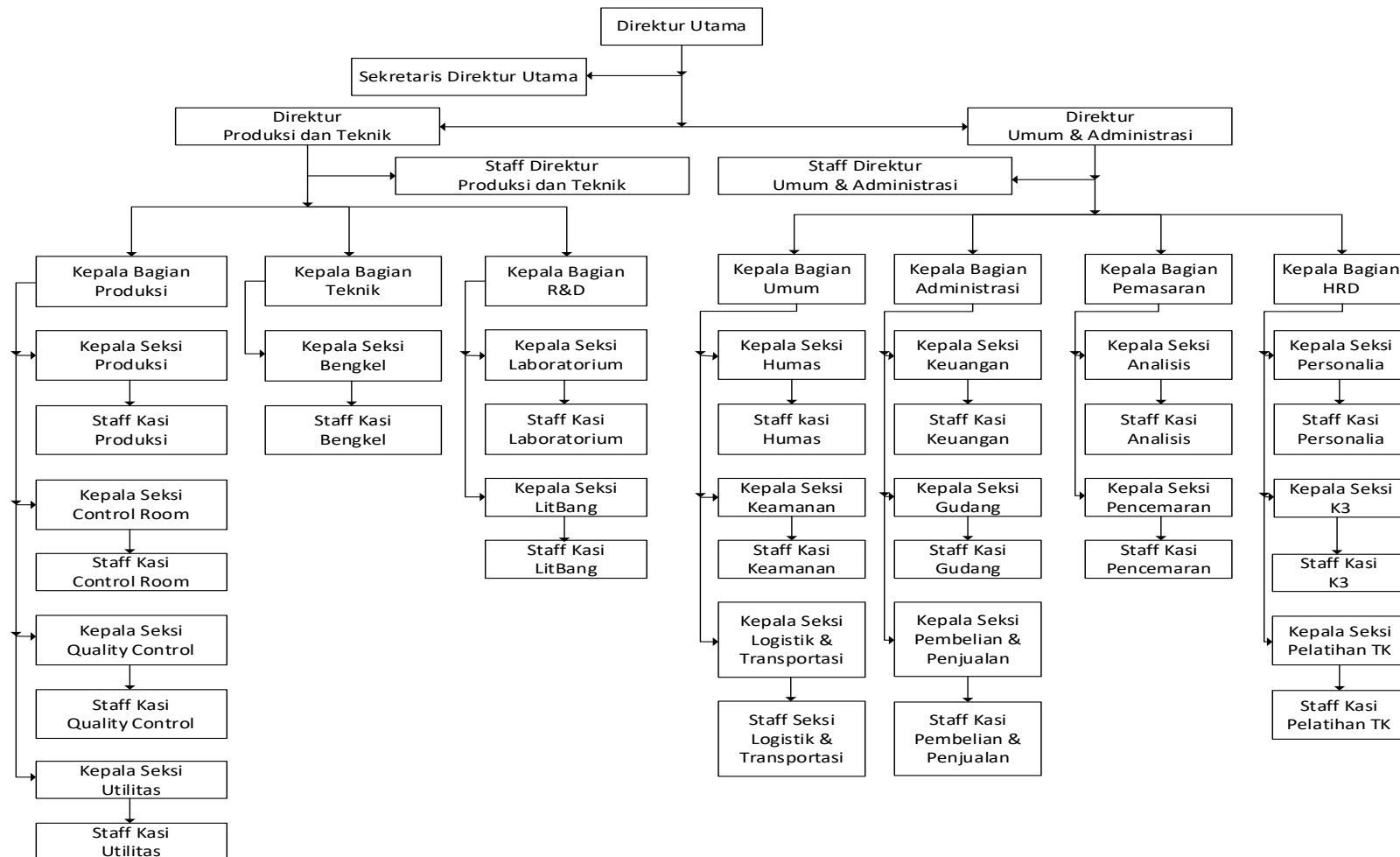
5.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan dan koordinasi mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, kepala seksi, diteruskan hingga karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

- 1) Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
- 2) Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- 3) Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 5.1. Struktur Organisasi Perusahaan



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

5.3. Rencana Kerja Karyawan

Pabrik Metil Akriolat ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 166 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

1) Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam dalam seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut :

Senin – Jumat : 07.00 – 16.00 WIB

Sabtu – Minggu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut :

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00 WIB

Jumat : 11.30 – 13.00 WIB

2) Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut :



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

Shift III : Pukul 23.00 – 07.0

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian controll room, laboratorium dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 5.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

Regu	Tanggal														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

1, 2, 3, ... : Hari kerja

I, II, III : Jam kerja (shift)

A, B, C, D : Kelompok kerja shift

Warna kuning : Libur



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

5.4. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik Metil Akrilat tertera pada tabel dibawah ini :

Tabel 5.2. Rincian Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah Karyawan
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
3	Dirktur Produksi dan Teknik	1
4	Direktur Umum dan Keuangan	1
5	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1
6	Sekretaris Direktur Umum dan Keuangan	1
7	Kepala Bagian Produksi dan Utilitas	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian R&D	1
10	Kepala Bagian Umum	1
11	Kepala Bagian Administrasi	1
12	Kepala Bagian Pemasaran	1
13	Kepala Bagian HRD	1
14	Kepala Seksi Produksi	1
15	Kepala Seksi Control Room	1
16	Kepala Seksi Quality Control	1
17	Kepala Seksi Utilitas	1
18	Kepala Seksi Bengkel	1
19	Kepala Seksi Instrumentasi	1
20	Kepala Seksi Laboratorium	1
21	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
22	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1
23	Kepala Seksi Keamanan	1
24	Kepala Seksi Transportasi	1



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

25	Kepala Seksi Keuangan	1
26	Kepala Seksi Pembelian dan Penjualan	1
27	Kepala Seksi Gudang dan Logistik	1
28	Kepala Seksi Perencanaan	1
29	Kepala Seksi Personalia	1
30	Kepala Seksi K3	1
31	Staff Direktur Produksi dan Teknik	1
32	Staff Direktur Umum dan Keuangan	1
33	Staff Seksi Produksi	2
34	Staff Seksi Control Room	2
35	Staff Seksi Quality Control	2
36	Staff Seksi Utilitas	2
37	Staff Seksi Bengkel	1
38	Staff Seksi Instrumentasi	1
39	Staff Seksi Laboratorium	2
40	Staff Seksi Penelitian dan Pengembangan	2
41	Staff Seksi Hubungan Masyarakat	2
42	Staff Seksi Keamanan	1
43	Staff Seksi Transportasi	1
44	Staff Seksi Keuangan	2
45	Staff Seksi Pembelian dan Penjualan	2
46	Staff Seksi Gudang dan Logistik	1
47	Staff Seksi Perencanaan	2
48	Staff Seksi Personalia	1
49	Staff Seksi K3	2
50	Dokter	2
51	Perawat	2
52	Driver	2
TOTAL		66



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 5.3. Rincian Jumlah Karyawan Shift

No.	Jabatan	Org / Regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1	Supervisor	2	4	8
2	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
3	Control Room	2	4	8
4	Laboratorium	2	4	8
5	K3	2	4	8
6	Keamanan	2	4	8
TOTAL				48

Tabel 5.4. Rincian Jumlah Karyawan Bagian Produksi

Nama Alat	Jumlah	Man / Hour	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
Reaktor	2	0,5	4	4
Dekanter	1	0,25	4	1
Menara Distilasi	2	0,5	4	4
Akumulator	3	0,25	4	3
Kondensor	2	0,25	4	2
Reboiler	2	0,25	4	2
Heater	4	0,25	4	4
Cooler	2	0,25	4	2
Pompa	15	0,2	4	12
Tangki Penyimpanan	4	0,25	4	4
TOTAL				38

Tabel 5.5. Rincian Jumlah Karyawan Bagian Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Man / Hour	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
Bak Air Bersih	1	0,2	4	0,8
Tangki Klorinasi	1	0,1	4	0,4
Bak Air Sanitasi	1	0,1	4	0,4
Cooling Tower	1	0,2	4	0,8
Kation Exchanger	1	0,2	4	0,8
Tangki H ₂ SO ₄	1	0,1	4	0,4



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Anion Exchanger	1	0,2	4	0,8
Tangki NaOH	1	0,1	4	0,4
Tangki Hidrazin	1	0,1	4	0,4
Tangki NaH ₂ PO ₄	1	0,1	4	0,4
Tangki Umpan Boiler	1	0,2	4	0,8
Boiler	1	0,2	4	0,8
T. Bahan Bakar Boiler	1	0,2	4	0,8
Tangki Kondensat	1	0,2	4	0,8
Unit Udara Tekan	1	0,2	4	0,8
Pompa	7	0,1	4	2,8
Generator Listrik	1	0,2	4	0,8
T. Bahan Bakar Generator	1	0,2	4	0,8
TOTAL				14

5.5. Jenjang Pendidikan

Jenjang Pendidikan disesuaikan dengan posisi dan keperluan perusahaan. Oleh karena itu, perusahaan menentukan kriteria tenaga kerja sesuai dengan ketentuan di bawah ini :

Tabel 5.6. Kriteria Jenjang Pendidikan

Jabatan	Jenjang Pendidikan
Direktur Utama	S2 – S3
Direktur Bagian	S2 – S3
Sekretaris	S1
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staf Seksi	SMK – D3
Dokter	S1
Perawat	SMK – D3
Satpam	SMA / SMK
Operator Lapangan	SMK – D3



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Cleaning Service	SMA – SMK
Laboran	D3 – S1
Control Room	SMK – D3
Listrik dan Instrumentasi	SMK – D3
Driver	SMA / SMK
K3	SMK – D3
Produksi dan Utilitas	D3 – S1
Jumlah Tenaga Kerja	166

5.6. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

- 1) Jabatan atau Golongan
- 2) Tingkat Pendidikan
- 3) Pengalaman kerja
- 4) Keahlian

5.7. Fasilitas dan Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan, maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan lainnya sebagai berikut :

- 1) Tunjangan suami/istri sebesar 15% dari gaji pokok.
- 2) Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
- 3) Cuti selama 12 hari setiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan kepada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan berupa :

- 1) Fasilitas air bersih
- 2) Fasilitas Kesehatan bagi karyawan, suami atau istri, dan anak.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- 3) Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja setidaknya 1 kali dalam setahun.
- 4) Fasilitas transportasi berupa bus karyawan bagi yang rumahnya jauh dari lokasi.
- 5) Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
- 6) Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
- 7) Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan kerja, asuransi hari tua.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

**BAB VI
EVALUASI EKONOMI**

Evaluasi ekonomi pabrik untuk mengevaluasi kelayakan dari suatu investasi terhadap pabrik dan tingkat pendapatannya. Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk didirikan jika dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi dapat digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang diterima dari segi ekonomi. Selain dari itu, untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak. Dengan demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik (layak) atau tidak bagi investor. Parameter-parameter ekonomi tersebut antara lain :

6.1. Modal Investasi (*Capital Investment*)

Modal investasi adalah jumlah biaya keseluruhan yang harus dikeluarkan agar suatu pabrik berdiri dan dapat beroperasi. Sejumlah modal diperlukan untuk membeli dan memasang mesin dan peralatan, lahan, serta sistem perpipaan, dan instrument kontrol. Selain itu, perlu disediakan modal untuk pembayaran biaya uang terlibat dalam sistem operasi pabrik. (Peters & Timmerhaus, 1991)

1) *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan seluruh peralatan proses dan alat penunjang lainnya. Berdasarkan perhitungan, diperoleh modal investasi tetap (FCI) sebesar **\$3.954.079 + Rp304.784.230.460**

2) *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment merupakan biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan, atau modal kerja. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi kerja sebesar **Rp558.609.316.485**



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

6.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Biaya produksi merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sehingga menghasilkan produk. Biaya ini terdiri dari :

1) Total Manufacturing Cost (TMC)

Total Manufacturing Cost yaitu biaya yang berhubungan dengan biaya produksi langsung. Dari hasil perhitungan, diperoleh *total manufacturing cost* sebesar **Rp1.031.278.738.127**

2) Total General Expense

Total General Expense yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan umum yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi seperti biaya administrasi, distribusi, dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*Research and Development*). Berdasarkan perhitungan, diperoleh total general expense sebesar **Rp164.861.214.382**

6.3. Analisa Keuntungan (Laba)

Laba bersih dapat diperoleh dari selisih antara total hasil penjualan produk terhadap total biaya produksi dan pajak. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor. Jika nilai selisih tersebut positif, maka nilai tersebut sebagai keuntungan pabrik. Namun jika nilai yang diperoleh negatif maka itu merupakan nilai kerugian bagi pabrik. Besarnya laba bersih yang dicapai akan menjadi ukuran sukses suatu pabrik. Dari hasil perhitungan, diperoleh hasil penjualan (*total sales*) sebesar **Rp1.375.560.945.385/tahun**. Sehingga menghasilkan laba sebelum pajak atau laba kotor sebesar **Rp179.420.992.876/tahun** dan laba setelah pajak atau laba bersih sebesar **Rp161.478.893.589/tahun**.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

6.4. Analisa Kelayakan Ekonomi

1) *Return of Investment* (ROI)

Return of Investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan :

ROI sebelum pajak : **48,93%**

ROI setelah pajak : **44,04%**

2) *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang telah digunakan oleh suatu pabrik. Waktu pengembalian modal ini diperoleh dari perbandingan antara modal investasi total terhadap jumlah laba dan depresiasi. Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh *pay out time* sebagai berikut :

POT sebelum pajak : **1,70 tahun**

POT setelah pajak : **1,85 tahun**

3) *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point merupakan kondisi dimana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dapat dikatakan tidak untung maupun tidak merugi. Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai BEP sebesar **42,93%** kapasitas produksi.

4) *Shut Down Point* (SDP)

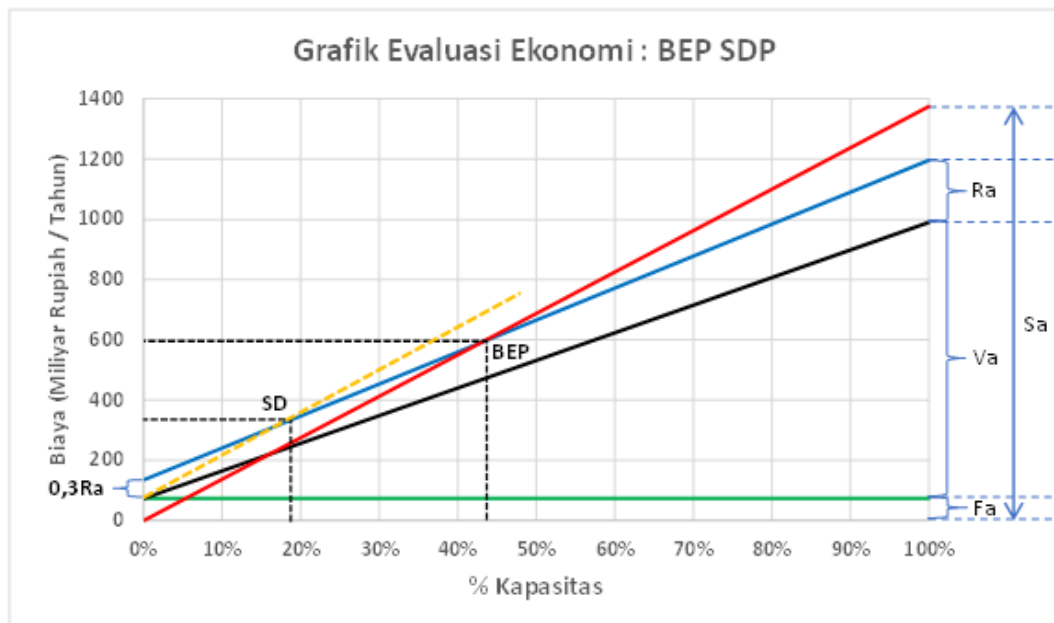
Shut Down Point adalah kondisi dimana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *fixed cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik ditutup. Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai SDP sebesar **19,60%** kapasitas produksi.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

5) *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate merupakan sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari penerimaan berupa *cash flow* yang dihitung secara periodik per 1 tahun dengan sistem bunga berganda selama masa servis (10 tahun umur pabrik) secara *future to present* dari modal yang ditanamkan. Berdasarkan analisis, diperoleh nilai DCFR sebesar **28,2%**.



Gambar 6.1. Grafik Analisa Ekonomi



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

BAB VII
KESIMPULAN

1. Prarancangan Pabrik Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Metanol dengan proses esterifikasi dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun akan didirikan di Kawasan Ekonomi Khusus Java Integrated Industrial and Port Estate (KEK JIPE), Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, dengan luas tanah sebesar 42.042 m², dengan jumlah pekerja dan karyawan sebanyak 166 orang. Bahan baku Asam Akrilat diperoleh dari PT Nippon Shokubai Indonesia di Cilegon, Banten. Bahan baku Metanol diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur. Sedangkan bahan baku katalis berupa Asam Sulfat dapat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik.
2. Ditinjau dari segi Teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, dan tenaga kerja, maka pabrik Metil Akrilat dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun dapat dikatakan layak untuk didirikan dengan kategori *high risk*.
3. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Metil Akrilat ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar \$3.954.079 + Rp304.784.230.155 dan *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp558.609.316.485. Analisis ekonomi pabrik Metil Akrilat ini menunjukkan nilai *Return of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 48,93% dan 44,04%, sedangkan nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak yaitu 1,70 tahun dan 1,85 tahun, nilai *Break Even Point* (BEP) diperoleh sebesar 42,93% dari kapasitas produksi, *Shut Down Point* (SDP) diperoleh nilai sebesar 19,60% dari kapasitas produksi, dan nilai *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) yang diperoleh yaitu sebesar 28,2%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka pabrik Metil Akrilat layak untuk dikaji lebih lanjut serta menarik dipertimbangkan untuk didirikan.



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, Mc Graw-Hill Companies Inc., New York, pp. 1-206.
- Badan Pusat Statistik. 2020. “Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. Ekspor dan Impor Menurut Jenis Barang dan Negara Asal”. Yogyakarta.
- Brown, G. G., 1978, Unit Operation, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc. New York, pp. 140-142.
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. Process Equipment Design. New York: John Wiley & Sons, pp. 43-342.
- Coulson and Richardson’s., 1993, Chemical Engineering, Vol 6, 2nd ed, R. K. Sinnott, Swansea, pp.492-602.
- Kern, D.Q., 1950, Process Heat Transfer, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 53-844.
- Kirk, R. E., and Othmer D. F. 1982. Encyclopedia of Chemical Technology.3rd Edition. New York: Interscience Publisher Inc. vol 64. PP 329 – 338.
- Kister, H. Z., 1991, Distillation Operation, Mc Graw Hill, New York, pp. 84-86.
- Levenspiel, O, 1999, “Chemical Reaction Engineering”, 3rd edition. John Wiley and Sons: New York. PP 211.
- Ludwig, E.E., 1999 , In Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants. Texas : Gulf Publishing Co, pp.628.
- Mc Cabe, W.I. and Smith, J.C., 1985, Unit Operation of Chemical Engineering, 4th edition, Mc Graw Hill Book Company, Singapore, pp.521-561.
- Mc.Ketta, J., 1987. Encyclopedia Chemical Process Design. New York: Marchell Dekker Inc, pp. 486.
- MSDS Acrylic acid, 2005, Material Safety Data Sheet Acrylic Acid, www.sciencelab.com. pp 1-6. Diakses 30 April 2021.
- MSDS Methanol, 2012, Material Safety Data Sheet Methanol, www.labchem.com. pp 1-8. Diakses 30 April 2021.
- MSDS Methyl Acrylate, 2005, Material Safety Data Sheet Methyl Acrylate, www.sciencelab.com. pp 1-6. Diakses 30 April 2021.



SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- MSDS Sodium Hydroxide, 2005, Material Safety Data Sheet Methyl Sodium Hydroxide, www.sciencelab.com. pp 1-6. Diakses 30 April 2021
- MSDS Sulfuric Acid, 2005, Material Safety Data Sheet Methyl Acrylate, www.sciencelab.com. pp 1-6. Diakses 30 April 2021.
- Perdana W.Y. 2016. Prarancangan Pabrik Metil Akrilat dari Metanol dan Asam Akrilat dengan Proses Esterifikasi. UMS. Surakarta. pp 2.
- Perry, R.H., & Green, D.W., 1999, Perry's Chemical Engineers Handbook, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 68-459.
- Peters, Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineering, 4th Edition, Mc Graw-Hill Company Inc., New York, pp. 37-554.
- Rase, H.F., 1977, Chemical Reactor Design, John Willey and Sons, vol 1, New York, pp. 345-354.
- Silla, H.2003. Chemical Process Engineering Design and Economics. Marcel Dekker Inc: New York, pp. 383-783.
- Sinnot, Gavin Towler Ray. 2008. "Chemical Engineering Design : Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design". Amsterdam : Butterworth-Heinemann, pp.987.
- Smith, R., 2001, Chemical Process Design and Integration, 2nd ed, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp.231.
- Treybal, R.E., 1981, Mass Transfer Operations, 3rd ed, McGraw-Hill Companies Inc., New York, pp. 232.
- US Patent No. 3.060.228. 1962. Preparation of Methyl Acrylate. United State Patent office: USA.
- US Patent No. 3.875.212. 1975. Process For Continously Synthesizing Acrylic Acid Esters. United State Patent Office: USA.
- Wallas, S.M., 1990, Chemical Process Equipment Selection and Design, McGraw- Hill Companies Inc., New York, pp. 28
- Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Company, New York, pp 7-501.
- www.alibaba.com
- www.asc.ac.id



**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

www.data.un.org

www.jiipe.com

www.kaltimmethanol.com

www.petrokimia-gresik.com

www.pubchem.com

www.shokubai.co.jp

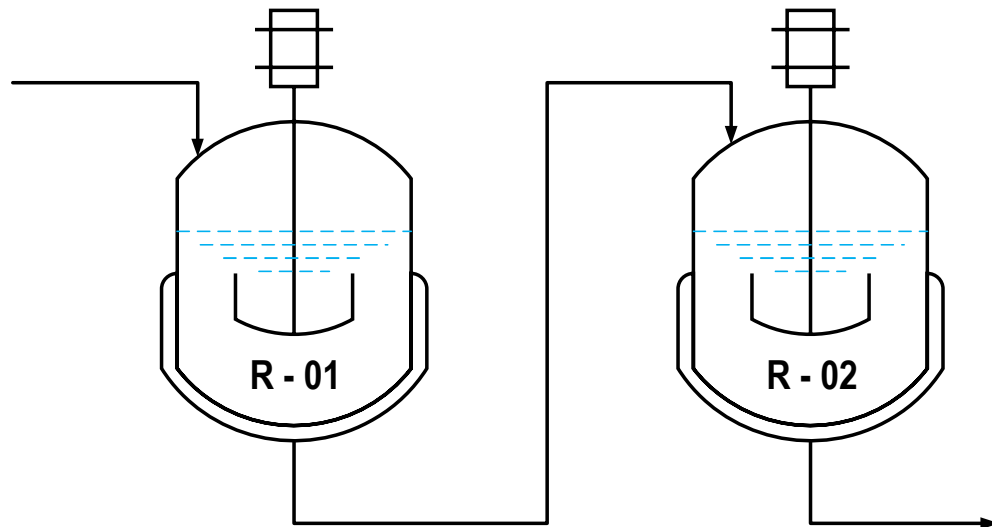


**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

LAMPIRAN



REAKTOR (R - 01 & 02)



Tugas : Mereaksikan asam akrilat dengan metanol menjadi metil akrilat dengan bantuan asam sulfat sebagai katalisator

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi :

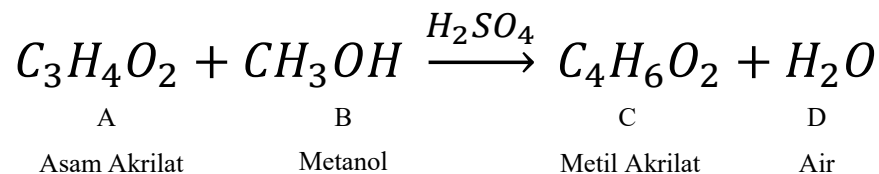
- Tekanan : 2 atm
- Suhu : 80°C
- Rasio mol : Asam Akrilat : Metanol = 1 : 2

1. Reaksi Pada Reaktor

Bahan baku yang digunakan yaitu :

- Asam Akrilat / $C_3H_4O_2$
- Metanol / CH_3OH
- Asam Sulfat / H_2SO_4 (katalis)

Sehingga reaksi yang terjadi yaitu :



Persamaan di sederhanakan menjadi : $A + B \rightarrow C + D$

2. Neraca Massa Masuk Reaktor

Komponen	BM	Input		Xi	ρi (kg/L)	ρ camp (kg/L)
		kmol/jam	kg/jam			
C ₃ H ₄ O ₂	72	44,12	3.176,88	0,5020	0,9821	0,4930
CH ₃ OH	32	88,25	2.823,89	0,4462	0,7335	0,3273
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,00	0,00	0,0000	0,8777	0,0000
H ₂ O	18	1,46	26,35	0,0042	0,9756	0,0041
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	0,0476	1,7647	0,0840
Total		136,91	6.328,17	1,0000		0,9083

$$\begin{aligned}
 F_V &= \frac{\text{Total Massa}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{6.328,17 \text{ kg/jam}}{0,9083 \text{ kg/L}} \\
 &= 6.966,75 \text{ L/jam}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan Konstanta Laju Reaksi (K)

Persamaan kecepatan Reaksi :

$$-r_A = k \times C_A \times C_B \quad (\text{a})$$

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} \quad (\text{b})$$

Substitusikan persamaan (a) ke persamaan (b)

$$-\frac{dC_A}{dt} = k C_A C_B \quad (\text{c})$$

$$C_{A0} \frac{-d(1 - X_A)}{dt} = k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - C_{A0} X_A) \quad (\text{d})$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0} X_A) \quad (\text{e})$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k C_{A0} (1 - X_A)(M - X_A) \quad (\text{f})$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{2}{1} = 2$$

Mencari persamaan integralnya

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = k C_{A0} \int_0^t dt$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = \frac{A}{(1 - X_A)} + \frac{B}{(2 - X_A)}$$

$$1 = (2 - X_A)A + (1 - X_A)B$$

$$X^0 \rightarrow 1 = 2A + B$$

$$X^1 \rightarrow 0 = -A - B$$

diperoleh A dan B yaitu

$$A = 1$$

$$B = -1$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \int_0^{X_A} \left(\frac{1}{(1-X_A)} + \frac{-1}{(2-X_A)} \right)$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = 0,7217 \left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right]$$

$$1 \left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right] = k C_{A0} \int_0^{X_A} dt$$

$$\left[\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln|2| \right] = k C_{A0} t$$

$$C_{A0} = \frac{44,12 \text{ kmol/jam}}{6966,75 \text{ L/jam}} = 0,006059 \text{ kmol/L}$$

Mencari nilai harga K (konstanta laju reaksi)

$$X_A = 0,99 ; t = 1 \text{ jam}$$

$$k = \frac{\ln \left(\frac{2-X_A}{1-X_A} \right) - \ln 2}{C_{A0} \times t} = \frac{\ln \left(\frac{2-0,99}{1-0,99} \right) - \ln 2}{0,00605882163244856 \times 1 \text{ jam}} = 647,32 \text{ L/kmol.jam}$$

4. Optimasi Jumlah Reaktor

$$V_R = F_{A0} \int_{X_n}^{X_{n+1}} \frac{dX_A}{-r_A}$$

Persamaan diatas dapat dikutip dari buku "*Introduction to Chemical Engineering*

Kinetics & Reactor Design 2nd edition" (Charles G. Hill : 2014)

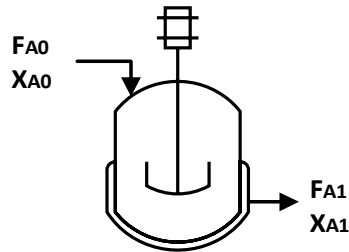
$$k = 647,32 \text{ L/kmol.jam}$$

$$F_V = 6.966,75 \text{ L/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{44,12 \text{ kmol/jam}}{6.966,75 \text{ L/jam}} = 0,0063 \text{ kmol/L}$$

$$C_{B0} = \frac{88,25 \text{ kmol/jam}}{6.966,75 \text{ L/jam}} = 0,0127 \text{ kmol/L}$$

a) Satu (1) Reaktor



$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A1} = 0,99$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(M - X_A)$$

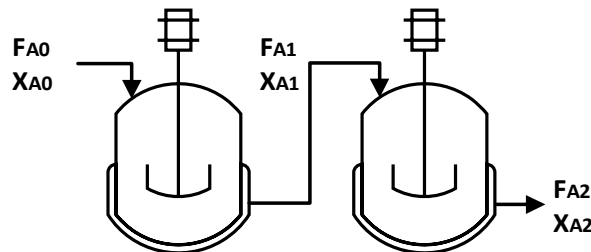
$$\begin{aligned} M &= \frac{C_{B0}}{C_{A0}} \\ &= \frac{0,0127}{0,0063} \\ &= 2,00 \end{aligned}$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(2 - X_A)$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{kC_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})} \\ &= \frac{6.966,75 \text{ L/Jam} (0,99 - 0)}{647,3162 \text{ L/Kmol.Jam} \cdot 0,00605882 \text{ Kmol/L} (1 - 0,99)(2 - 0,99)} \\ &= 166.567,19 \text{ L} \\ &= 44.002,39 \text{ gallons} \end{aligned}$$

b) Dua (2) Reaktor



Asumsi kedua volume reaktor sama besarnya

$$V_1 = V_2$$

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A2} = 0,99$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(M - X_A)$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$= 2$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(2 - X_A)$$

$$V_1 = \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_V(X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

Sehingga $V_1 = V_2$ menjadi

$$\frac{(X_{A1} - 0)}{(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})} = \frac{(0,99 - X_{A1})}{(1 - 0,99)(2 - 0,99)}$$

Dan didapatkan nilai konversi $X_{A1} = 0,8227$

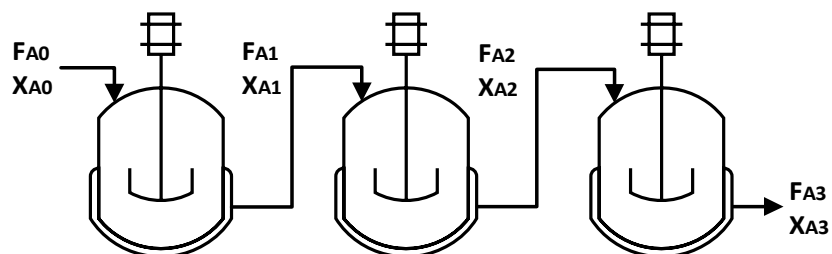
Sehingga,

$$V_1 = \frac{6.966,75 \text{ L/Jam} (0,8227 - 0)}{647,3162 \text{ L/Kmol.Jam} \cdot 0,00605882 \text{ Kmol/L} (1 - 0,8227)(2 - 0,8227)}$$

$$= 7.063,11 \text{ L}$$

$$= 1.865,88 \text{ gallons}$$

c) Tiga (3) Reaktor



Asumsi ketiga volume reaktor sama besarnya

$$V_1 = V_2 = V_3$$

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A3} = 0,99$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(M - X_A)$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$= 2$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(2 - X_A)$$

$$V_1 = \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_V(X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_V(X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

Jika $V_1 = V_2$

$$\frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})} = \frac{F_V(X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$\frac{(0,99 - X_{A2})(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}{0,0101 X_{A1}} = 1 \quad (1)$$

$$X_{A2} = 0,99 - \frac{0,0101 X_{A1}(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}{0,0101 X_{A1}}$$

Jika $V_3 = V_2$

$$\frac{F_V(X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})} = \frac{F_V(X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$\frac{(0,99 - X_{A2})(1 - X_{A2})(2 - X_{A2})}{0,0101 (X_{A2} - X_{A1})} = 1 \quad (2)$$

Sederhanakan persamaan 1 - 2 , sehingga menjadi :

$$\frac{(X_{A2} - X_{A1})(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}{(X_{A1})(1 - X_{A2})(2 - X_{A2})} = 1$$

Dengan menggunakan program "goalseek", maka diperoleh harga X_{A1} dan X_{A2} :

$$X_{A1} = 0,7613$$

$$X_{A2} = 0,9147$$

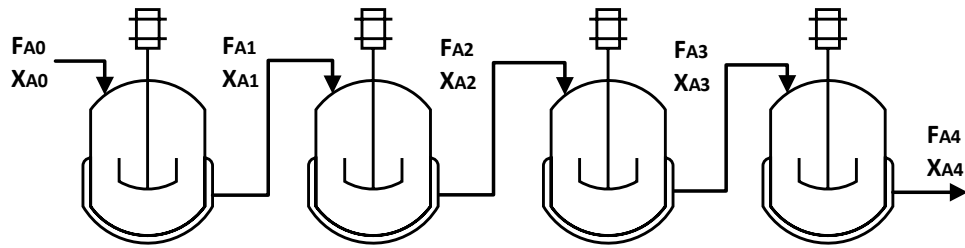
Sehingga,

$$V_1 = \frac{6.966,75 \text{ L/Jam} (0,7613 - 0)}{647,3162 \text{ L/Kmol.Jam} \cdot 0,00605882 \text{ Kmol/L} (1 - 0,7613)(2 - 0,7613)}$$

$$= 4.375,49 \text{ L}$$

$$= 1.155,88 \text{ gallons}$$

d) Empat (4) Reaktor



Asumsi ketiga volume reaktor sama besarnya

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4$$

$$X_{A0} = 0$$

$$X_{A4} = 0,99$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(M - X_A)$$

$$M = \frac{CB0}{CA0} = 2$$

$$-r_A = k C_{A0}(1 - X_A)(2 - X_A)$$

$$V_1 = \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_V(X_{A2} - X_{A1})}{k C_{A0}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_V(X_{A3} - X_{A2})}{k C_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_V(X_{A4} - X_{A3})}{k C_{A0}(1 - X_{A4})(M - X_{A4})}$$

Jika $V_1 = V_4$

$$\frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{k C_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})} = \frac{F_V(X_{A4} - X_{A3})}{k C_{A0}(1 - X_{A4})(M - X_{A4})}$$

$$\frac{X_{A1} - X_{A0}}{(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})} = \frac{(X_{A4} - X_{A3})}{(1 - X_{A4})(2 - X_{A4})}$$

$$\frac{(0,99 - X_{A3})(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}{X_{A1}(1 - 0,99)(2 - 0,99)} = 1$$

$$X_{A3} = 0,99 - \frac{0,0101 X_{A1}}{(1 - X_{A1})(2 - X_{A1})} \quad .(3)$$

Jika $V_3 = V_4$

$$\frac{F_v(X_{A3} - X_{A2})}{kC_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})} = \frac{F_v(X_{A4} - X_{A3})}{kC_{A0}(1 - X_{A4})(M - X_{A4})}$$

$$\frac{X_{A3} - X_{A2}}{(1 - X_{A3})(2 - X_{A3})} = \frac{(X_{A4} - X_{A3})}{(1 - X_{A4})(2 - X_{A4})}$$

$$\frac{(X_{A3} - X_{A2})(1 - 0,99)(2 - 0,99)}{(0,99 - X_{A3})(1 - X_{A3})(2 - X_{A3})} = 1$$

$$X_{A2} = X_{A3} - \frac{(0,99 - X_{A3})(1 - X_{A3})(2 - X_{A3})}{0,0101} \quad .(4)$$

Jika $V_2 = V_3$

$$\frac{F_v(X_{A2} - X_{A1})}{kC_{A0}(1 - X_{A2})(M - X_{A2})} = \frac{F_v(X_{A3} - X_{A2})}{kC_{A0}(1 - X_{A3})(M - X_{A3})}$$

$$\frac{X_{A2} - X_{A1}}{(1 - X_{A2})(2 - X_{A2})} = \frac{X_{A3} - X_{A2}}{(1 - X_{A3})(2 - X_{A3})}$$

$$\frac{(X_{A2} - X_{A1})(1 - X_{A3})(2 - X_{A3})}{(X_{A3} - X_{A2})(1 - X_{A2})(2 - X_{A2})} = 1 \quad .(5)$$

Substitusikan persamaan 3 & 4 ke dalam persamaan 5 dan menggunakan "tiral & error" dengan bantuan program "goalseek" sehingga didapatkan harga X_{A1} , X_{A2} , & X_{A3} :

$$\begin{aligned} X_{A1} &= 0,6843 \\ X_{A2} &= 0,8562 \\ X_{A3} &= 0,9412 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$V_1 = \frac{6.966,75 \text{ L/Jam} (0,6843 - 0)}{647,3162 \text{ L/Kmol.Jam} \cdot 0,00605882 \text{ Kmol/L} (1 - 0,6843)(2 - 0,6843)}$$

$$= 2.799,94 \text{ L}$$

$$= 739,67 \text{ gallons}$$

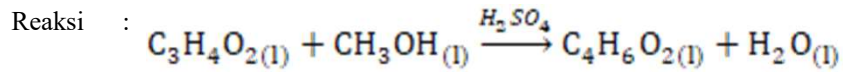
Tabel . Kesimpulan Optimasi Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume Cairan Total	Konversi	
	(gallons)		
1	44.002,39	X_{A1}	0,9900
2	1.865,88	X_{A1}	0,8227
		X_{A2}	0,9900
3	1.155,88	X_{A1}	0,7613
		X_{A2}	0,9147
		X_{A3}	0,9900

4	739,67	X_{A1}	0,6843
		X_{A2}	0,8562
		X_{A3}	0,9412
		X_{A4}	0,9900

5. Neraca Massa Reaktor Hasil Optimasi

a) Neraca Massa Reaktor 1 (R - 01)



Konversi asam akrilat = 82,3% , *Limiting Reactan*

T = 80 °C , P = 2 atm

Input R-01 :

$C_3H_4O_2$	=	3.176,88	kg/jam	=	44,12	kmol/jam
CH_3OH	=	2.823,89	kg/jam	=	88,25	kmol/jam
H_2O	=	26,35	kg/jam	=	1,46	kmol/jam
H_2SO_4	=	301,05	kg/jam	=	3,07	kmol/jam

Bereaksi R-01 :

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
$C_3H_4O_2$	FA0	-FAo.XA	FAo - FAo.XA
CH_3OH	FBo	-FAo.XA	FBo - FBo.XA
$C_4H_6O_2$	FC0	FAo.XA	FAo.XA
H_2O	FD0	FAo.XA	FAo.XA

FAo = 44,12 kmol/jam

FBo = 88,25 kmol/jam

$C_3H_4O_2$ = -FAo.XA
= -36,30 kmol/jam

CH_3OH = -FAo.XA
= -36,30 kmol/jam

$C_4H_6O_2$ = FAo.XA
= 36,30 kmol/jam

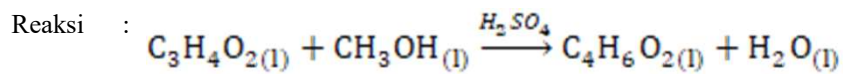
H_2O = FAo.XA
= 36,30 kmol/jam

Output R-01 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ input} - \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 44,12 \text{ kmol/jam} + -36,30 \text{ kmol/jam} \\
 &= 7,82 \text{ kmol/jam} \\
 \text{CH}_3\text{OH} &= \text{CH}_3\text{OH input} - \text{CH}_3\text{OH bereaksi} \\
 &= 88,25 \text{ kmol/jam} + -36,30 \text{ kmol/jam} \\
 &= 51,95 \text{ kmol/jam} \\
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 36,30 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O input} + \text{H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= 1,46 \text{ kmol/jam} + 36,30 \text{ kmol/jam} \\
 &= 37,76 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ input} \\
 &= 3,07 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Total Reaktor-01 :

Komponen	BM	Input		Bereaksi	Output	
		kmol/jam	kg/jam		kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	44,12	3.176,88	-36,30	7,82	563,26
CH ₃ OH	32	88,25	2.823,89	-36,30	51,95	1.662,28
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,00	0,00	36,30	36,30	3.121,82
H ₂ O	18	1,46	26,35	36,30	37,76	679,76
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	0,00	3,07	301,05
Total		136,91	6.328,17		136,91	6.328,17

b) Neraca Massa Reaktor 2 (R - 02)

Konversi asam akrilat = 99,0% , *Limiting Reactan*

T = 80 °C , P = 2 atm

Input R-02 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= 563,26 \text{ kg/jam} = 7,82 \text{ kmol/jam} \\
 \text{CH}_3\text{OH} &= 1.662,28 \text{ kg/jam} = 51,95 \text{ kmol/jam} \\
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 3.121,82 \text{ kg/jam} = 36,30 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= 679,76 \text{ kg/jam} = 37,76 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= 301,05 \text{ kg/jam} = 3,07 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Bereaksi R-02 :

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
C ₃ H ₄ O ₂	FA0	-FAo.XA	FAo - FAo.XA
CH ₃ OH	FB0	-FAo.XA	FB0 - FB0.XA
C ₄ H ₆ O ₂	FC0	FAo.XA	FAo.XA
H ₂ O	FD0	FAo.XA	FAo.XA

$$FAo = 7,82 \text{ kmol/jam}$$

$$FB0 = 51,95 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= -FAo.XA \\ &= -7,74 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_3OH &= -FAo.XA \\ &= -7,74 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_4H_6O_2 &= FAo.XA \\ &= 7,74 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= FAo.XA \\ &= 7,74 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Output R-02 :

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= C_3H_4O_2 \text{ input} - C_3H_4O_2 \text{ bereaksi} \\ &= 7,82 \text{ kmol/jam} + -7,74 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,08 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_3OH &= CH_3OH \text{ input} - CH_3OH \text{ bereaksi} \\ &= 51,95 \text{ kmol/jam} + -7,74 \text{ kmol/jam} \\ &= 44,20 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_4H_6O_2 &= C_4H_6O_2 \text{ input} - C_4H_6O_2 \text{ bereaksi} \\ &= 36,30 \text{ kmol/jam} + 7,74 \text{ kmol/jam} \\ &= 44,05 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O &= H_2O \text{ input} + H_2O \text{ bereaksi} \\ &= 37,76 \text{ kmol/jam} + 7,74 \text{ kmol/jam} \\ &= 45,51 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2SO_4 &= H_2SO_4 \text{ input} \\ &= 3,07 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Total Reaktor-02 :

Komponen	BM	Input		Bereaksi	Output	
		kmol/jam	kg/jam		kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	7,82	563,26	-7,74	0,08	5,6326

CH ₃ OH	32	51,95	1.662,28	-7,74	44,20	1.414,45
C ₄ H ₆ O ₂	86	36,30	3.121,82	7,74	44,05	3.787,88
H ₂ O	18	37,76	679,76	7,74	45,51	819,16
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	0,00	3,07	301,05
Total		136,91	6.328,17		136,91	6.328,17

6. Menentukan Harga Reaktor

Untuk menentukan harga reaktor, dapat digunakan persamaan :

$$E_X = E_Y \frac{N_X}{N_Y} \quad (\text{Aries, newton 1955 hal 16})$$

Dimana,

E_X = Harga alat pada tahun X

E_Y = Harga alat pada tahun Y

N_X = Index harga pada tahun X

N_Y = Index harga pada tahun Y

Data,

N_X Index harga 2014 = 576,1

N_Y Index harga 2019 = 607,5

E 2014 = \$127.200

(Plant Cost Index Archive)

Maka,

$$\begin{aligned} E_{2019} &= \$127.200 \times \frac{607,5}{576,1} \\ &= \$134.132,96 \end{aligned}$$

Volume perancangan reaktor dirancang berdasarkan angka keamanan 20%

(Max, S. Peters & K. D. Timmerhause, edisi 4 hal 38 tabel 6)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

Tabel. Menentukan Volume Standar

Jumlah Reaktor	Volume cairan / Unit		Volume reaktor / Unit	
	Liter	Gallons	Over Design	Standart
1	166.567,19	44.002,39	52.802,87	10.000
2	7.063,11	1.865,88	2.239,05	2.500
3	4.375,49	1.155,88	1.387,06	1.500
4	2.799,94	739,67	887,60	1.000

Untuk mencari harga rancangan pada kapasitas tertentu digunakan rumus :

$$E_b = E_a \left(\frac{c_b}{c_a} \right)^{0.6}$$

(Aries, newton 1955 hal 16)

where c_a = capacity of equipment a

c_b = capacity of equipment b

E_a = purchased cost of equipment a

E_b = purchased cost of equipment b

15

- Harga / unit untuk volume reaktor standar 10000 gallons

$$\text{\$ } 134.132,963 \times \left(\frac{10.000}{10.000} \right)^{0.6} = \text{\$ } 134.132,963$$

- Harga / unit untuk volume reaktor standar 2500 gallons

$$\text{\$ } 134.132,963 \times \left(\frac{2.500}{10.000} \right)^{0.6} = \text{\$ } 58.384,76325$$

- Harga / unit untuk volume reaktor standar 1200 gallons

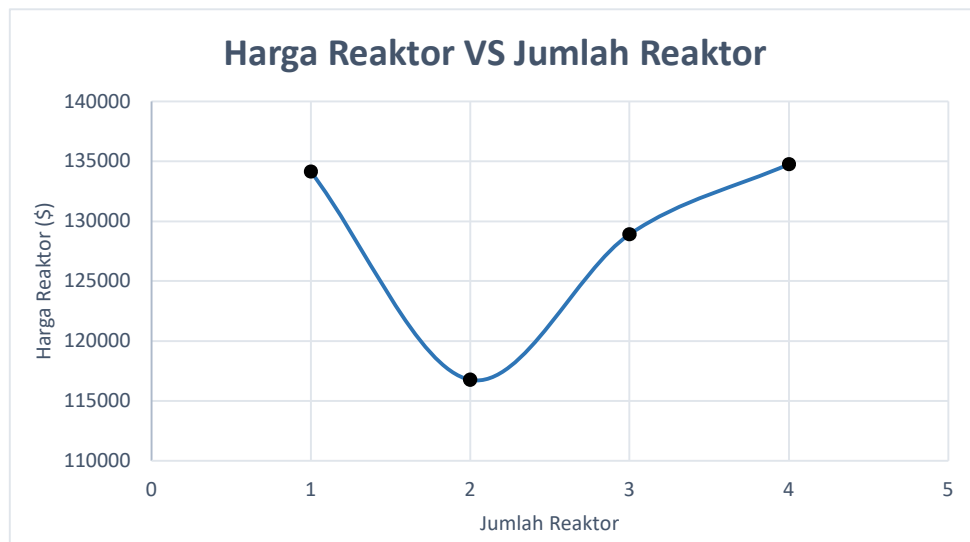
$$\text{\$ } 134.132,963 \times \left(\frac{1.500}{10.000} \right)^{0.6} = \text{\$ } 42.972,46571$$

- Harga / unit untuk volume reaktor standar 1000 gallons

$$\text{\$ } 134.132,963 \times \left(\frac{1.000}{10.000} \right)^{0.6} = \text{\$ } 33.692,67698$$

Tabel. Menentukan Harga Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume cairan / Unit		Harga (\$)	
	Over Design	Standart (Gal)	Per Unit	Total
1	52.802,87	10.000	134.132,96	134.132,96
2	2.239,05	2.500	58.384,76	116.769,53
3	1.387,06	1.500	42.972,47	128.917,40
4	887,60	1.000	33.692,68	134.770,71

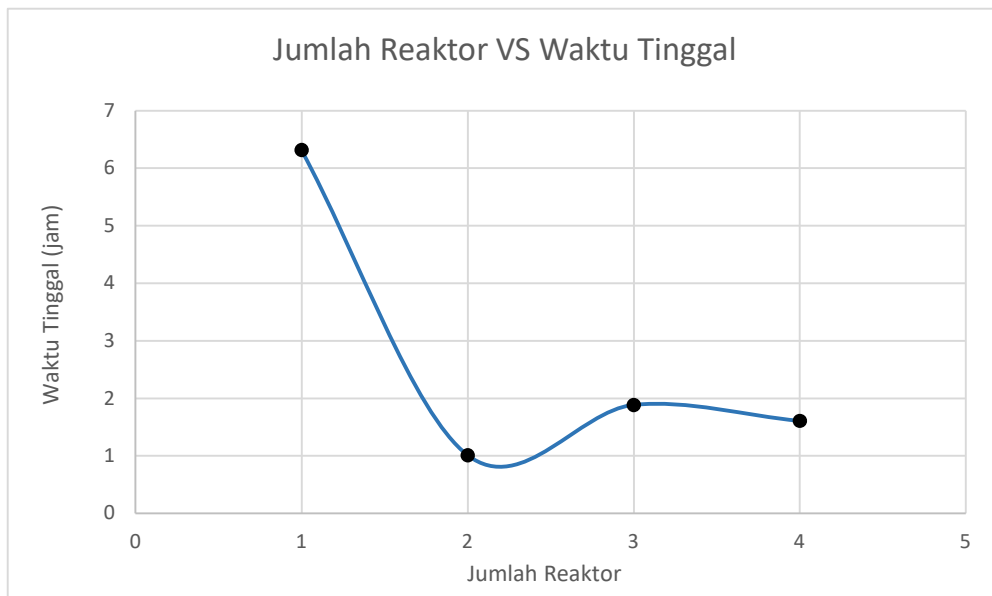


Gambar. Grafik Hubungan Jumlah Reaktor dengan Harga Reaktor

7. Menentukan Waktu Reaksi (*Residence Time*)

$$\theta = \frac{V_I}{q_0}$$

Jumlah Reaktor	V_I (L)	q_0 (L/jam)	Waktu	
			Jam	Menit
1	44.002,39	6.966,75	6,32	378,96
2	7.063,11	6.966,75	1,01	60,83
3	4.375,49	6.966,75	1,88	113,05
4	2.799,94	6.966,75	1,61	96,46



8. Neraca Panas Reaktor

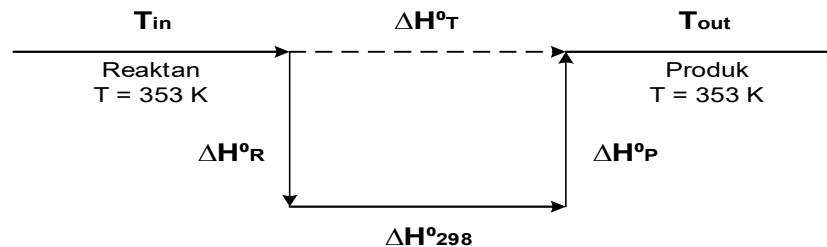
Kapasitas panas dalam fungsi suhu

$$C_p = (A \times T) + \left(\frac{B}{2} \times T^2\right) + \left(\frac{C}{3} \times T^3\right) + \left(\frac{D}{4} \times T^4\right)$$

Data Kapasitas Panas (C_p f(T)) dan Panas Pembentukan 298K :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)				ΔH_f 298 K (kJ/mol.K)
	A	B	C	D	
$C_3H_4O_2$	-1,82E+01	1,21E+00	-3,12E-03	3,14E-06	-336,23
CH_3OH	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06	-201,17
$C_4H_6O_2$	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06	-333
H_2O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	-241,8
H_2SO_4	2,60E+01	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	-735,13

(Yaws, 1999)



Gambar. Skema *Entalphy* Pada Reaktor

Reaktor - 01

a. Panas Masuk (ΔH_r)

$$T \text{ Masuk} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

Menghitung Enthalpy Masuk (ΔH reaktan)

$$\Delta H \text{ reaktan} = n \int_{353}^{298} C_p dT \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= \int_{353}^{298} C_p C_3H_4O_2 dT \\ &= (-18,242 (298 - 353) + \frac{1,2106}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{3,116 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{3,1409 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\ &= -8.468,60 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH} &= \int_{353}^{298} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT \\
 &= (40,152 (298 - 353) + \frac{3,1046 \cdot 10^{-1}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -4.543,94 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \int_{353}^{298} C_p \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 dT \\
 &= (54,109 (298 - 353) + \frac{8,0399 \cdot 10^{-1}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{2,5149 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{3,3155 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -9.013,22 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \int_{353}^{298} C_p \text{H}_2\text{O} dT \\
 &= (92,053 (298 - 353) + \frac{3,9953 \cdot 10^{-2}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -4.136,43 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= \int_{353}^{298} C_p \text{H}_2\text{SO}_4 dT \\
 &= (26,004 (298 - 353) + \frac{0,70337}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{1,3856 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -7.904,48 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Komponen	Input		Cp dT	ΔH_r Input
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C ₃ H ₄ O ₂	44,12	3.176,88	-8.468,60	-373.662,99
CH ₃ OH	88,25	2.823,89	-4.543,94	-400.987,56

C ₄ H ₆ O ₂	0,00	0,00	-9.013,22	0,00
H ₂ O	1,46	26,35	-4.136,43	-6.055,34
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	-7.904,48	-24.282,00
Total				-804.987,89

b. Panas Keluar (ΔH_p)

$$T_{\text{Keluar}} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

Menghitung Enthalpy Keluar (ΔH produk)

$$\Delta H_{\text{produk}} = n \int_{298}^{353} C_p dT_{\text{produk}}$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= \int_{298}^{353} C_p C_3H_4O_2 dT \\ &= (-18,242 (353 - 298) + \frac{1,2106}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{3,116 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{3,1409 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 8.468,60 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_3OH &= \int_{298}^{353} C_p CH_3OH dT \\ &= (40,152 (353 - 298) + \frac{3,1046 \cdot 10^{-1}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 4.543,94 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_4H_6O_2 &= \int_{298}^{353} C_p C_4H_6O_2 dT \\ &= (54,109 (353 - 298) + \frac{8,0399 \cdot 10^{-1}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{2,5149 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{3,3155 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 9.013,22 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O &= \int_{298}^{353} C_p H_2O dT \\
 &= (92,053 (353 - 298) + \frac{3,9953 \cdot 10^{-2}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} \\
 &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (353^4 - 298^4)) \\
 &= 4.136,43 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2SO_4 &= \int_{298}^{353} C_p H_2SO_4 dT \\
 &= (26,004 (353 - 298) + \frac{0,70337}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{1,3856 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\
 &= 7.904,48 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Komponen	Output		Cp dT	ΔH_p Output
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C ₃ H ₄ O ₂	7,82	563,26	8.468,60	66.250,45
CH ₃ OH	51,95	1.662,28	4.543,94	236.041,33
C ₄ H ₆ O ₂	36,30	3.121,82	9.013,22	327.182,12
H ₂ O	37,76	679,76	4.136,43	156.208,79
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	7.904,48	24.282,00
Total				809.964,68

c. **Panas Reaksi (ΔH_f° 298)**

ΔH_f° produk

$$\begin{aligned}
 C_4H_6O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_4H_6O_2 \\
 &= 36,3 \text{ kmol/jam} \times (-333 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -12.087.988,56 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O &= n \times \Delta H_f^\circ H_2O \\
 &= 36,3 \text{ kmol/jam} \times (-241,8 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -8.777.404,30 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ΔH_f° reaktan

$$\begin{aligned}
 C_3H_4O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_3H_4O_2 \\
 &= 36,3 \text{ kmol/jam} \times (-336,23 \text{ kJ/mol})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= -12.205.238,42 \text{ kJ/jam} \\
 \text{CH}_3\text{OH} &= n \times \Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH} \\
 &= 36,3 \text{ kmol/jam} \times (-201,17 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -7.302.524,50 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	mol/jam	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f° 298 (kJ/jam)
C ₃ H ₄ O ₂	36,30	36.300,27	-336,23	-12.205.238,42
CH ₃ OH	36,30	36.300,27	-201,17	-7.302.524,50
C ₄ H ₆ O ₂	36,30	36.300,27	-333,00	-12.087.988,56
H ₂ O	36,30	36.300,27	-241,80	-8.777.404,30

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{298} &= \sum n \Delta H_f^\circ \text{produk} - \sum n \Delta H_f^\circ \text{reaktan} \\
 &= -20.865.392,86 \text{ kJ/jam} - -19.507.762,92 \text{ kJ/jam} \\
 &= -1.357.629,95 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{\text{total}} &= \Delta H_f^\circ \text{reaktan} + \Delta H_f^\circ 298 + \Delta H_f^\circ \text{produk} \\
 &= -804.987,89 + -1.357.629,95 + 809.964,68 \\
 &= -1.352.653,15 \text{ kJ/jam} \\
 &= -1.282.067,65 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

Reaktor – 02

a. Panas Masuk (ΔH_r)

$$T \text{ Masuk} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

Menghitung Enthalpy Masuk (ΔH reaktan)

$$\Delta H \text{ reaktan} = n \int_{353}^{298} C_p dT \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= \int_{353}^{298} C_p \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 dT \\
 &= (-18,242 (298 - 353) + \frac{1,2106}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{3,116 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{3,1409 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -8.468,60 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH} &= \int_{353}^{298} C_p \text{CH}_3\text{OH} dT \\
 &= (40,152 (298 - 353) + \frac{3,1046 \cdot 10^{-1}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -4.543,94 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \int_{353}^{298} C_p \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 dT \\
 &= (54,109 (298 - 353) + \frac{8,0399 \cdot 10^{-1}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{2,5149 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{3,3155 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -9.013,22 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \int_{353}^{298} C_p \text{H}_2\text{O} dT \\
 &= (92,053 (298 - 353) + \frac{3,9953 \cdot 10^{-2}}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -4.136,43 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= \int_{353}^{298} C_p \text{H}_2\text{SO}_4 dT \\
 &= (26,004 (298 - 353) + \frac{0,70337}{2} (298^2 - 353^2) - \frac{1,3856 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (298^3 - 353^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-6}}{4} (298^4 - 353^4)) \\
 &= -7.904,48 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Komponen	Input		Cp dT	ΔH_r Input
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C ₃ H ₄ O ₂	7,82	563,26	-8.468,60	-66.250,45
CH ₃ OH	51,95	1.662,28	-4.543,94	-236.041,33

C ₄ H ₆ O ₂	36,30	3.121,82	-9.013,22	-327.182,12
H ₂ O	37,76	679,76	-4.136,43	-156.208,79
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	-7.904,48	-24.282,00
Total				-809.964,68

b. Panas Keluar (ΔH_p)

$$T_{\text{Keluar}} = 80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

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

Menghitung Enthalpy Keluar (ΔH produk)

$$\Delta H_{\text{produk}} = n \int_{298}^{353} C_p dT_{\text{produk}}$$

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= \int_{298}^{353} C_p C_3H_4O_2 dT \\ &= (-18,242 (353 - 298) + \frac{1,2106}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{3,116 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{3,1409 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 8.468,60 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_3OH &= \int_{298}^{353} C_p CH_3OH dT \\ &= (40,152 (353 - 298) + \frac{3,1046 \cdot 10^{-1}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{1,0291 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 4.543,94 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_4H_6O_2 &= \int_{298}^{353} C_p C_4H_6O_2 dT \\ &= (54,109 (353 - 298) + \frac{8,0399 \cdot 10^{-1}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{2,5149 \cdot 10^{-3}}{3} \\ &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{3,3155 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\ &= 9.013,22 \quad \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O &= \int_{298}^{353} C_p H_2O dT \\
 &= (92,053 (353 - 298) + \frac{3,9953 \cdot 10^{-2}}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{2,1103 \cdot 10^{-4}}{3} \\
 &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{5,3469 \cdot 10^{-7}}{4} (353^4 - 298^4)) \\
 &= 4.136,43 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2SO_4 &= \int_{298}^{353} C_p H_2SO_4 dT \\
 &= (26,004 (353 - 298) + \frac{0,70337}{2} (353^2 - 298^2) - \frac{1,3856 \cdot 10^{-3}}{3} \\
 &\quad (353^3 - 298^3) + \frac{1,0342 \cdot 10^{-6}}{4} (353^4 - 298^4)) \\
 &= 7.904,48 \quad \text{kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Komponen	Output		Cp dT	ΔH_p Output
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C ₃ H ₄ O ₂	0,08	5,63	8.468,60	662,50
CH ₃ OH	44,20	1.414,45	4.543,94	200.849,26
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	9.013,22	396.988,00
H ₂ O	45,51	819,16	4.136,43	188.244,75
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	7.904,48	24.282,00
Total				811.026,50

c. **Panas Reaksi (ΔH_f° 298)**

ΔH_f° produk

$$\begin{aligned}
 C_4H_6O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_4H_6O_2 \\
 &= 7,74 \text{ kmol/jam} \times (-333 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -2.579.030,47 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_2O &= n \times \Delta H_f^\circ H_2O \\
 &= 7,74 \text{ kmol/jam} \times (-241,8 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -1.872.701,40 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ΔH_f° reaktan

$$\begin{aligned}
 C_3H_4O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_3H_4O_2 \\
 &= 7,74 \text{ kmol/jam} \times (-336,23 \text{ kJ/mol})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= -2.604.046,29 \text{ kJ/jam} \\
 \text{CH}_3\text{OH} &= n \times \Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH} \\
 &= 7,74 \text{ kmol/jam} \times (-201,17 \text{ kJ/mol}) \\
 &= -1.558.028,71 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	mol/jam	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f° 298 (kJ/jam)
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	7,74	7.744,84	-336,23	-2.604.046,29
CH_3OH	7,74	7.744,84	-201,17	-1.558.028,71
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	7,74	7.744,84	-333,00	-2.579.030,47
H_2O	7,74	7.744,84	-241,80	-1.872.701,40

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{298} &= \sum n \Delta H_f^\circ \text{produk} - \sum n \Delta H_f^\circ \text{reaktan} \\
 &= -4.451.731,87 \text{ kJ/jam} - 4.162.075,00 \text{ kJ/jam} \\
 &= -289.656,88 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{\text{total}} &= \Delta H_f^\circ \text{reaktan} + \Delta H_f^\circ 298 + \Delta H_f^\circ \text{produk} \\
 &= -809.964,68 + -289.656,88 + 811.026,50 \\
 &= -288.595,05 \text{ kJ/jam} \\
 &= -273.535,30 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

9. Dimensi Reaktor

A. Diameter

Untuk menentukan bentuk-bentuk *Head* ada 4 (empat) macam pilihan, yaitu :

1) *Flanged Only Head*

Head tipe ini digunakan untuk *vessel* dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.

2) *Flanged Standart Dished and Flanged Slallow Dished Head*

Head tipe ini digunakan untuk *vessel* yang umumnya bertekanan rendah.

Biasanya digunakan pada cairan yang *volatile* seperti *nafta*, *gasoline*, dan *kerosene*.

3) *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Head tipe ini digunakan untuk *vessel* yang umumnya bertekanan sebesar 15 - 200 lb/in² atau setara dengan 1,02 - 13,6 atm.

4) *Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME*

Head tipe ini digunakan untuk *vessel* yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psi.

Untuk tekanan 2 atm atau 29,3919 lb/in², maka dipilih *Flanged and Dished Head (Torispherical)*. Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak.

Volume cairan dalam reaktor :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Cairan}} &= \frac{F_V(X_{A1} - X_{A0})}{kC_{A0}(1 - X_{A1})(M - X_{A1})} \\
 &= \frac{6.966,75 \text{ L/Jam} (0,8227 - 0)}{647,3162 \text{ L/Kmol.Jam} \cdot 0,00605882 \text{ Kmole/L} (1 - 0,8227)(2 - 0,8227)} \\
 &= 7.063,11 \text{ L} \\
 &= 1.865,88 \text{ gallons} \\
 &= 7,06 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Over Design = 20% (Faktor Keselamatan)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Reaktor}} &= 1,2 \times V_{\text{Cairan}} \\
 &= 1,2 \times 1.865,88 \text{ gallons} \\
 &= 2.239,05 \text{ gallons}
 \end{aligned}$$

Dari Silla, "Standart Stirred Tank Reactors" tabel 7.3, halaman 383, diperoleh diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume. Untuk volume reaktor 2311,2884 gallons dengan maksimum kapasitas sebesar 2765 gallons, maka dipilih : 2756 gallons = 368,4248 ft³

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity ^a gal	Actual Capacity ^a gal	Jacket Area ^b ft ²	Outside Diameter ^c in	Straight Shell ^c in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m³, multiply by 3.785x10⁻³.

b) To convert ft² to m², multiply by 9.29x10⁻².

c) To convert in to m, multiply by 2.54x10⁻².

$$\text{OD} = 84 \text{ in} = 7,00 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m}$$

$$\text{H} = 105 \text{ in} = 8,75 \text{ ft} = 2,6670 \text{ m}$$

B. Tekanan Perancangan Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Operasi} &= 2 \text{ atm} \\
 &= 29,39 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan perancangan} &= 1,2 \times \text{Tekanan Operasi} \\
 &= 1,2 \times 2 \text{ atm} \\
 &= 2,4 \text{ atm} = 35,27 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

C. Tebal dan Volume Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi Tebal Shell} &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{Diameter Dalam (ID)} &= OD - (2 \times t_{shell}) \\
 &= 84 \text{ in} - 2 \times 0,25 \text{ in} \\
 &= 84 \text{ in} - 0,50 \text{ in} \\
 &= 83,50 \text{ in} \\
 &= 6,96 \text{ ft} \\
 &= 2,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi = Stainles Steel SA tipe 167 304 A (Brownell and Young, hal 342)

Pertimbangan pemilihan bahan karena bahan memiliki tegangan maksimal (f) = 18750 psi. Jenis sambungan yang dipakai adalah *Double Welded Butt Joint* dengan efisiensi sambungan (E) = 80%, faktor korosi (C) untuk *stainless steel* = 0,125 in. (Peter, M.S., K.D. Timmerhaus., "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", ed 5)

Tebal *shell* dihitung menggunakan persamaan 13.1 (Brownell and Young, Hal 254)

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

dimana,

- t = tebal dinding reaktor (in)
- P = tekanan perancangan (psia)
- r = jari-jari reaktor (in)
- f = *allowable stress*
- E = efisiensi sambungan
- C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned}
 t_{shell} &= \frac{35,27 \text{ psia} \times 41,75 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 35,27 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,098307 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2233 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,25$ in. Maka asumsi tebal awal benar karena $t_{trial} \lll t_{standar}$ yaitu $0,223307 \lll 0,25$ in.

Sehingga dapat disimpulkan :

$$\begin{aligned}
 ID &= 83,50 \text{ in} \\
 OD &= 84,00 \text{ in} \\
 t_{shell} &= 0,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Shell :

$$\begin{aligned}
 V_{Shell} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\
 &= \frac{3,14}{4} \times (2,1209 \text{ m})^2 \times 2,6670 \text{ m} \\
 &= 9,42 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

D. Tebal Head

Pemilihan head berdasarkan tekanan operasi, reaktor beroperasi pada tekanan 2 atm = 29,4 psia. Jenis tutup yang dipilih adalah *torispherical dished head* karena memiliki *range* sebesar 15-200 psig (Brownell and Young, Hal. 88). Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe 304 A (Brownell and Young, Hal. 342). Tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan ini adalah sebesar (σ) = 18750 psia, jenis sambungan yang dipakai adalah *double welded butt joint* dengan efisiensi sambungan (E) = 80% dan faktor korosi (C) untuk *stainless steel* adalah 0,125 in (Peter, M.S., K.D., Timmerhaus., "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", ed 5)

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
5/16	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/4	90	5 7/8	96	6 1/8	96	6 1/2	102	6 7/8	108
3/8		78				84		90						
7/16		72												
1/2														
5/8														
3/4														
7/8														
1				84						96		102		
1 1/8				78						90		96		
1 1/4								90						
1 3/8								84						
1 1/2	4 3/4													108
1 5/8	4 7/8		5 1/8											102
1 3/4	5 1/4		5 1/4											
1 7/8	5 5/8				5 5/8									
2	6						5 7/8							
2 1/8	6 3/4						6		6 3/8		6 1/2			
2 1/4	6 3/4								6 3/4		6 3/4			6 7/8
2 3/8	7 1/2													7 1/2
2 1/2	8 1/4													8 1/4
3	9	72	9	78	9	84	9	84	9	90	9	96	9	102

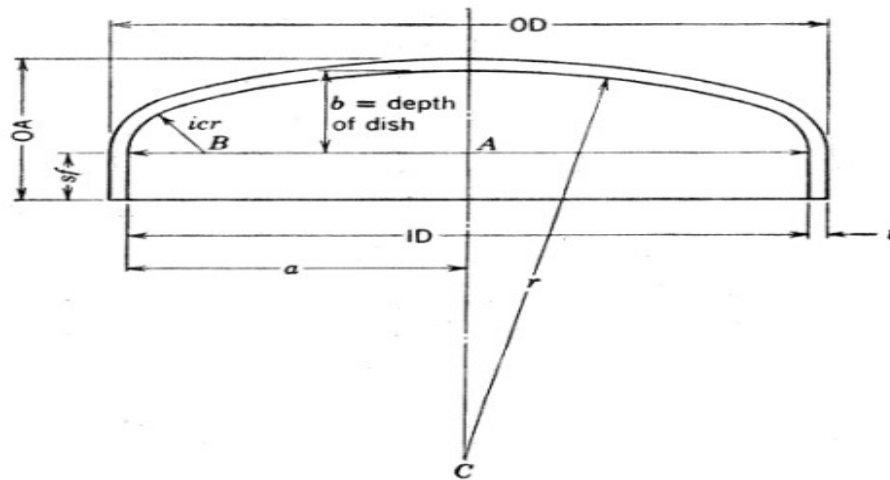
$$\begin{aligned}
 OD &= 84,00 \text{ in} \\
 r &= 84,00 \text{ in} \\
 icr &= 5,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan 13.12 (Brownell and Young, Hal 258)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 35,27 \text{ psia} \times 84,00 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 35,27 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1748 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2998 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,3125 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.90)

E. Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr* = Inside - Corner Radius
- sf* = Straight Flange
- r* = Radius of Dish
- OD* = Outside Diameter
- b* = Depth of Dish (Inside)
- a* = Inside Radius
- ID* = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (*sf*) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{3}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{8}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{3}{8}$
$\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{3}{8}$
$1\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{7}{8}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
$1\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{5}{8}$
2	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	6
$2\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{4}$
$2\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{8}$
$2\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$8\frac{1}{4}$
3	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	9

$$t_{head} = 0,3125 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 3 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 3 \text{ in} = 0,250 \text{ ft} = 0,0762 \text{ m}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{83,50}{2} = 41,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 41,75 \text{ in} - 5,125 \text{ in} \\ &= 36,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 84,00 \text{ in} - 5,125 \text{ in} \\ &= 78,88 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(78,88)^2 - (36,63)^2} \\ &= 69,86 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 84,00 \text{ in} - 69,86 \text{ in} \\ &= 14,14 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,3125 + 14,14 + 3 \\ &= 17,46 \text{ in} \\ &= 1,45 \text{ ft} \\ &= 0,44 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Maka, diperoleh tinggi head } (H_{Head}) = 0,44 \text{ m}$$

F. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi Total} = \text{Tinggi Shell} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Total} &= 2,67 \text{ m} + 2 \times 0,44 \text{ m} \\ &= 2,67 \text{ m} + 0,89 \text{ m} \\ &= 3,55 \text{ m} \\ &= 11,66 \text{ ft} \\ &= 139,91 \text{ in} \end{aligned}$$

G. Ketinggian Cairan Dalam Reaktor

Volume Cairan Dalam Head :

$$\begin{aligned} V_{\text{Head}} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\ &= \frac{3,14}{4} \times (2,12 \text{ m})^2 \times \frac{2,12 \text{ m}}{6} \\ &= 1,2482 \text{ m}^3 \\ &= 44,079 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Luas Selimut Reaktor :

$$\begin{aligned} A &= \pi \times ID \times H \\ &= 3,14 \times 6,96 \text{ ft} \times 8,75 \text{ ft} \\ &= 191,18 \text{ ft}^2 \\ &= 17,761 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas Penampang Reaktor :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (6,96 \text{ ft})^2 \\ &= 38,01 \text{ ft}^2 \\ &= 3,53 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head (atap)} \\ \text{Volume shell dan bottom} &= 368,42 \text{ ft}^3 - 44,08 \text{ ft}^3 \\ &= 324,35 \text{ ft}^3 \\ &= 9,18 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Volume shell dan bottom} &= \text{Luas Penampang Reaktor} \times \text{Tinggi Cairan} \\ \text{Tinggi Cairan} &= \frac{324,35 \text{ ft}^3}{38,01 \text{ ft}^2} \\ &= 8,53 \text{ ft} \\ &= 2,60 \text{ m} \end{aligned}$$

10. Perancangan Pengaduk Reaktor

A. Reaktor - 01 :

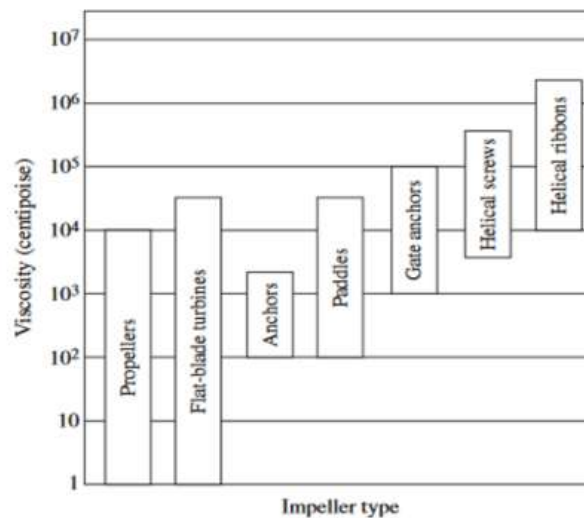
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Luquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)

Berikut data viskositas komponen :

Viskositas ($\log_{10} \mu = A + B/T + CT + DT^2$) (cP)				
Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₄ O ₂	-1,59,E+01	2,44,E+03	3,44,E-02	-2,77,E-05
CH ₃ OH	-9,06,E+00	1,25,E+03	2,24,E-02	-2,35,E-05
C ₄ H ₆ O ₂	-1,22,E+01	1,69,E+03	2,86,E-02	-2,63,E-05
H ₂ O	-1,02,E+01	1,79,E+03	1,77,E-02	-1,26,E-05
H ₂ SO ₄	-1,87,E+01	3,50,E+03	3,31,E-02	-1,70,E-05

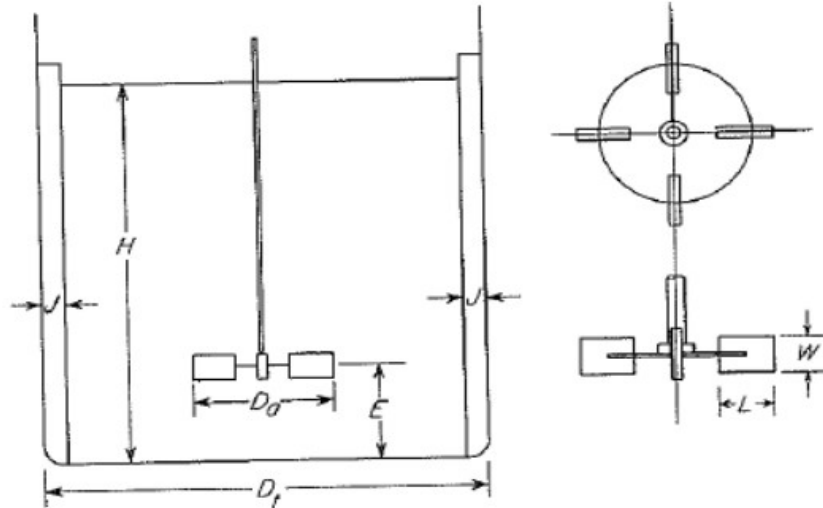
$$T = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Xi	μ (cp)	Xi. μ (cp)
C ₃ H ₄ O ₂	44,12	3.176,88	0,5020	0,4801	0,2410
CH ₃ OH	88,25	2.823,89	0,4462	0,2917	0,1302
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,0000	0,2504	0,0000
H ₂ O	1,46	26,35	0,0042	0,3523	0,0015
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	0,0476	5,7068	0,2715
Total	136,91	6.328,17	1,0000	7,0813	0,6441



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,6441 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. *Measurements of Turbine*

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
- D_a = Diameter *Propeller*
- W = Tinggi *Propeller*
- L = Lebar *Propeller*
- J = Lebar *Baffle*
- E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
- H = Tinggi *Shell*

$$\begin{aligned}
 Dt &= 83,50 \text{ in} = 2,12 \text{ m} \\
 Da &= \frac{2,12 \text{ m}}{3} = 0,71 \text{ m} = 27,83 \text{ in} \\
 E &= \frac{2,12 \text{ m}}{3} = 0,71 \text{ m} = 27,83 \text{ in} \\
 W &= \frac{0,71 \text{ m}}{5} = 0,14 \text{ m} = 5,57 \text{ in} \\
 J &= \frac{2,12 \text{ m}}{12} = 0,18 \text{ m} = 6,96 \text{ in} \\
 L &= \frac{0,71 \text{ m}}{4} = 0,18 \text{ m} = 6,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Baffle :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Baffle} &= \text{Tinggi Shell} - \text{Jarak Propeller dengan dasar reaktor} \\
 &= 105 \text{ in} - 27,83 \text{ in} \\
 &= 77,17 \text{ in} \\
 \text{Tebal Baffle Standar} &= 0,0079 \text{ m} = 0,3110 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Baffle} &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{tebal baffle} \times 6 \\
 &= 6,96 \text{ in} \times 77,17 \text{ in} \times 0,31 \text{ in} \times 6 \\
 &= 1.002,03 \text{ in}^3 \\
 &= 0,02 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jumlah Pengaduk :

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$$\begin{aligned}
 WELH &= \text{Water Equivalent Liquid High} (Z_L \cdot Sg) \\
 ID &= \text{Diameter dalam reaktor (in)} \\
 Sg &= \text{Specific gravity} \\
 Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian shell} + \text{tinggi head} \\
 Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian shell} + sf + b \\
 &= 102,40 \text{ in} + 3 \text{ in} + 14,14 \text{ in} \\
 &= 119,55 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 0,9083 \text{ kg/L} \\
 &= 908,34 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_g &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 80^\circ\text{C}} \\
 &= \frac{908,34 \text{ kg/m}^3}{975,64 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,9310
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 WELH &= 119,55 \text{ in} \times 0,9310 \\
 &= 111,30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\
 &= \frac{111,30 \text{ in}}{83,50 \text{ in}} \\
 &= 1,33 \approx 1
 \end{aligned}$$

Putaran Pengaduk :

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 700 ft/menit

$$\begin{aligned}
 N &= 700 \text{ ft/menit} = 213,36 \text{ m/menit} \\
 &= \frac{213,36 \text{ m/menit}}{\pi D a} \\
 &= \frac{213,36 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,71 \text{ m/rotasi}} \\
 &= 96,11 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 100 \text{ rpm} \\
 &= 1,67 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold :

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Rase, 1997, Halaman 354})$$

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

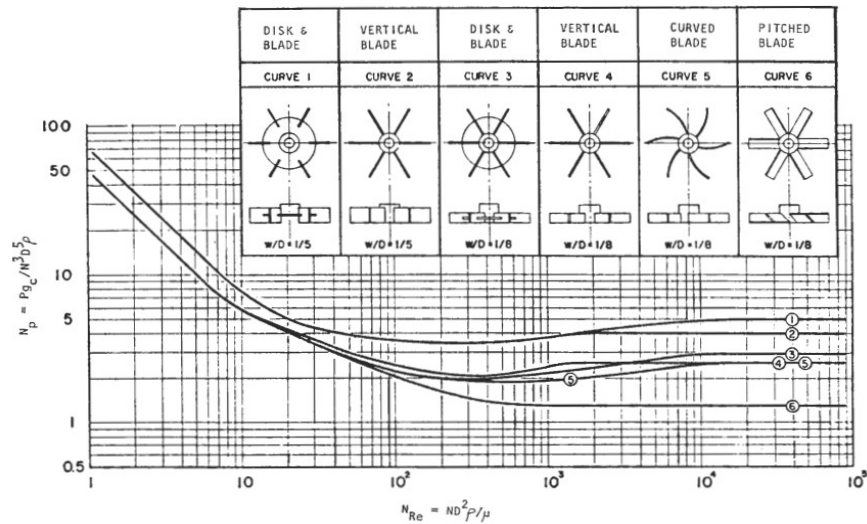
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{(0,71 \text{ m})^2 \times 1,67 \text{ rps} \times 911,77 \text{ kg/m}^3}{0,0006441 \text{ kg/ms}} \\ &= 1.174.650,50 \end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine i mpellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk :

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_0 = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_0 = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

$$\begin{aligned}
 \rho &= \text{Densitas fluida} \\
 N &= \text{kecepatan putaran} \\
 Di &= \text{Diameter pengaduk} \\
 P_0 &= 5 \times 911,77 \text{ kg/m}^3 \times (1,67 \text{ rps})^3 \times (0,71\text{m})^5 \\
 &= 2.933,26 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 2.933,26 \text{ N.m/s} \\
 &= 2.933,26 \text{ J/s} \\
 &= 2.933,26 \text{ watt} \\
 &= 2,93 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 3,93 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{3,93 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 4,92 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ) :

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

$$\sigma = \text{Beban hidrolik (N.m)}$$

$$N = \text{Kecepatan putar (rps)}$$

$$P_0 = \text{Daya Penggerak (N.m/s)}$$

$$\begin{aligned} \sigma &= \frac{P_0}{N} \\ &= \frac{2.933,26 \text{ N.m/s}}{1,67 \text{ rps}} \\ &= 1.759,96 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Momen bending (M) :

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times L_p}{N \times L}$$

dimana,

$$M = \text{Momen bending}$$

$$L_p = \text{Panjang poros (m)}$$

$$L = \text{Panjang impeller (m)}$$

$$\begin{aligned} L_p &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (14,14 \text{ in} + 3 \text{ in} + 105 \text{ in}) - (1/3 \times 105 \text{ in}) \\ &= 87,14 \text{ in} \\ &= 2,21 \text{ m} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M &= \frac{0,3 \times 2.944,32 \text{ N.m/s} \times 2,21 \text{ m}}{1,67 \text{ rps} \times 0,18 \text{ m}} \\ &= 6.612,33 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft}) :

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times ((1.766,59 \text{ N. m})^2 + (6.637,27 \text{ N. m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3}$$

$$= 0,0646 \text{ m}$$

Volume Poros (V_{Shaft}) :

$$V_{Shaft} = \pi \times D_{Shaft}^2 \times L_p$$

$$= 3,14 \times (0,06 \text{ m})^2 \times 2,21 \text{ m}$$

$$= 0,029 \text{ m}^3$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$) :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah impeller} &= 4 \\ \text{Jumlah sudut (n)} &= 6 \\ \text{Tinggi blade (W)} &= 5,57 \text{ in} \\ \text{Panjang blade (L)} &= 6,96 \text{ in} \\ \text{Tebal impeller (ti)} &= 0,20 \text{ in} \\ V_{impeller} &= 4 \times L \times W \times ti \times n \\ &= 4 \times 6,96 \text{ in} \times 5,57 \text{ in} \times 0,2 \text{ in} \times 6 \\ &= 185,93 \text{ in}^3 = 0,0030 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Pengaduk (V_A) :

$$\begin{aligned} V_A &= V_{Shaft} + V_{Impeller} \\ &= 0,0290 \text{ m}^3 + 0,0030 \text{ m}^3 \\ &= 0,0321 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

B. Reaktor - 02 :

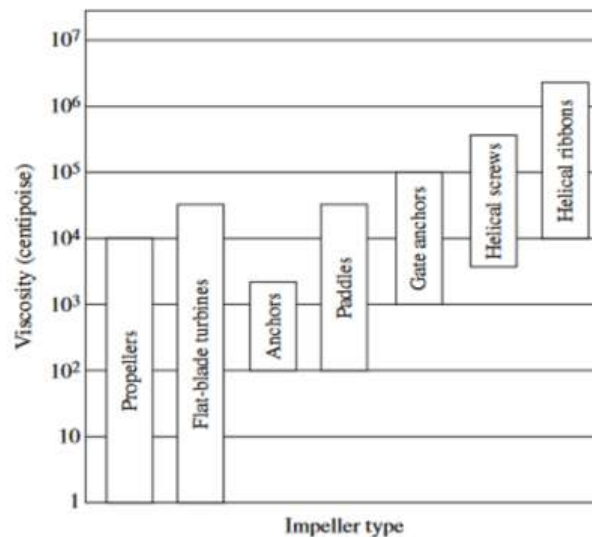
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)

Berikut data viskositas komponen :

Viskositas ($\log_{10} = A + B/T + CT + DT^2$) (cP)				
Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₄ O ₂	-1,59,E+01	2,44,E+03	3,44,E-02	-2,77,E-05
CH ₃ OH	-9,06,E+00	1,25,E+03	2,24,E-02	-2,35,E-05
C ₄ H ₆ O ₂	-1,22,E+01	1,69,E+03	2,86,E-02	-2,63,E-05
H ₂ O	-1,02,E+01	1,79,E+03	1,77,E-02	-1,26,E-05
H ₂ SO ₄	-1,87,E+01	3,50,E+03	3,31,E-02	-1,70,E-05

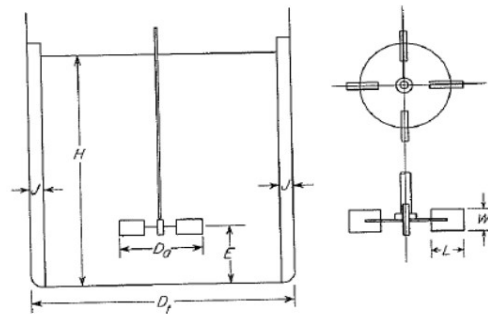
$$T = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kg/jam	X_i	μ (cp)	$X_i \cdot \mu$ (cp)
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	7,82	563,26	0,0890	0,4801	0,0427
CH_3OH	51,95	1.662,28	0,2627	0,2917	0,0766
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	36,30	3.121,82	0,4933	0,2504	0,1236
H_2O	37,76	679,76	0,1074	0,3523	0,0378
H_2SO_4	3,07	301,05	0,0476	5,7068	0,2715
Total	136,91	6.328,17	1,0000	7,0813	0,5522



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,6441 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. Measurements of Turbine

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
 D_a = Diameter *Propeller*
 W = Tinggi *Propeller*
 L = Lebar *Propeller*
 J = Lebar *Baffle*
 E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
 H = Tinggi *Shell*

$$D_t = 83,50 \text{ in} = 2,12 \text{ m}$$

$$D_a = \frac{2,12 \text{ m}}{3} = 0,71 \text{ m} = 27,83 \text{ in}$$

$$E = \frac{2,12 \text{ m}}{3} = 0,71 \text{ m} = 27,83 \text{ in}$$

$$W = \frac{0,71 \text{ m}}{5} = 0,14 \text{ m} = 5,57 \text{ in}$$

$$J = \frac{2,12 \text{ m}}{12} = 0,18 \text{ m} = 6,96 \text{ in}$$

$$L = \frac{0,71 \text{ m}}{4} = 0,18 \text{ m} = 6,96 \text{ in}$$

Volume Baffle :

Panjang *Baffle* = Tinggi Shell – Jarak *Propeller* dengan dasar reaktor
 = 105 in – 27,83 in
 = 77,17 in

Tebal *Baffle* Standar = 0,0079 m = 0,3110 in

V *Baffle* = Lebar *baffle* × Panjang *baffle* × tebal *baffle* × 6
 = 6,96 in × 77,17 in × 0,31 in × 6
 = 1.002,03 in³
 = 0,02 m³

Jumlah Pengaduk :

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$$WELH = \text{Water Equivalent Liquid High } (Z_L \cdot S_g)$$

$$ID = \text{Diameter dalam reaktor (in)}$$

$$S_g = \text{Specific gravity}$$

$$Z_L = \text{Tinggi cairan pada bagian shell + tinggi head}$$

$$\begin{aligned} Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian shell + sf + b} \\ &= 102,40 \text{ in} + 3 \text{ in} + 14,14 \text{ in} \\ &= 119,55 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 0,9018 \text{ kg/L} \\ &= 901,84 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S_g &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 80^\circ\text{C}} \\ &= \frac{901,84 \text{ kg/m}^3}{975,64 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,9244 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WELH &= 119,55 \text{ in} \times 0,9244 \\ &= 110,50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\ &= \frac{110,50 \text{ in}}{83,50 \text{ in}} \\ &= 1,32 \approx 1 \end{aligned}$$

Putaran Pengaduk :

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade* .

Dipilih : 700 ft/menit

$$\begin{aligned}
 N &= 700 \text{ ft/menit} = 213,36 \text{ m/menit} \\
 &= \frac{213,36 \text{ m/menit}}{\pi D a} \\
 &= \frac{213,36 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,71 \text{ m/rotasi}} \\
 &= 96,11 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 100 \text{ rpm} \\
 &= 1,67 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold :

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu}$$

(Rase, 1997, Halaman 354)

dimana,

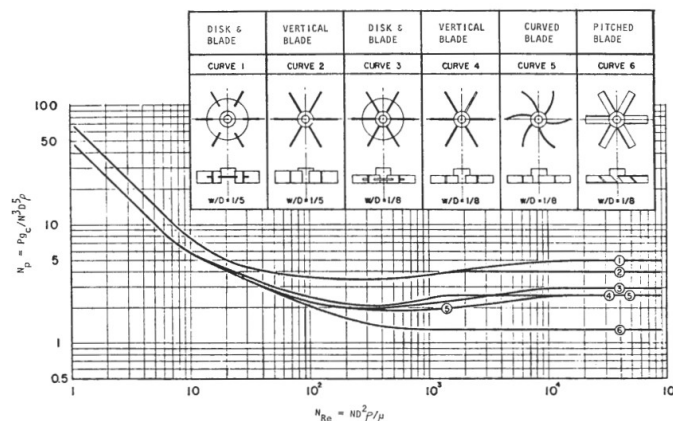
ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{(0,71 \text{ m})^2 \times 1,67 \text{ rps} \times 901,84 \text{ kg/m}^3}{0,0005522 \text{ kg/ms}} \\
 &= 1.360.349,60
 \end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine i impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (*curve 1*) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$
Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk :

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_0 = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

dimana,

$$P_0 = \text{Daya penggerak}$$

$$N_p = \text{Bilangan daya}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida}$$

$$N = \text{kecepatan putaran}$$

$$D_i = \text{Diameter pengaduk}$$

$$\begin{aligned} P_0 &= 5 \times 901,84 \text{ kg/m}^3 \times (1,67 \text{ rps})^3 \times (0,71\text{m})^5 \\ &= 2.758,65 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 2.758,65 \text{ N.m/s} \\ &= 2.758,65 \text{ J/s} \\ &= 2.758,65 \text{ watt} \\ &= 2,76 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\ &= 3,70 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= \frac{3,70 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 4,62 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1\ 1/2$, 2, 3, 5, $7\ 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ) :

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

σ = Beban hidrolik (N.m)

N = Kecepatan putar (rps)

P_0 = Daya Penggerak (N.m/s)

$$\begin{aligned}\sigma &= \frac{P_0}{N} \\ &= \frac{2.758,65 \text{ N.m/s}}{1,67 \text{ rps}} \\ &= 1.655,19 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Momen bending (M) :

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

M = Momen bending

Lp = Panjang poros (m)

L = Panjang impeller (m)

$$\begin{aligned}Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (14,14 \text{ in} + 3 \text{ in} + 105 \text{ in}) - (1/3 \times 105 \text{ in}) \\ &= 87,14 \text{ in} \\ &= 2,21 \text{ m}\end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}M &= \frac{0,3 \times 2.758,65 \text{ N.m/s} \times 2,21 \text{ m}}{1,67 \text{ rps} \times 0,18 \text{ m}} \\ &= 6.218,73 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft}) :

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$\begin{aligned} D_{Shaft} &= \left(\frac{16 \times ((1.655,19 \text{ N.m})^2 + (6.218,73 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3} \\ &= 0,0633 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Poros (V_{Shaft}) :

$$\begin{aligned} V_{Shaft} &= \pi \times D_{Shaft}^2 \times Lp \\ &= 3,14 \times (0,06 \text{ m})^2 \times 2,21 \text{ m} \\ &= 0,0278 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$) :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah impeller} &= 4 \\ \text{Jumlah sudut (n)} &= 6 \\ \text{Tinggi blade (W)} &= 5,57 \text{ in} \\ \text{Panjang blade (L)} &= 6,96 \text{ in} \\ \text{Tebal impeller (ti)} &= 0,20 \text{ in} \\ V_{impeller} &= 4 \times L \times W \times ti \times n \\ &= 4 \times 6,96 \text{ in} \times 5,57 \text{ in} \times 0,2 \text{ in} \times 6 \\ &= 185,93 \text{ in}^3 = 0,0030 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Pengaduk (V_A) :

$$\begin{aligned} V_A &= V_{Shaft} + V_{Impeller} \\ &= 0,0278 \text{ m}^3 + 0,0030 \text{ m}^3 \\ &= 0,0309 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

11. Perancangan Pipa Input dan Output

Reaktor - 01

1. Dimensi Pipa Arus 4

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	2.807,32	733,49	3,83
H ₂ O	4,22	975,64	0,00
Total	2.811,54	1.709,13	3,83

- o Luas pipa masuk arus 4 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,8 \times \text{OD} \\
 &= 0,8 \times 84 \text{ in} \\
 &= 67,20 \text{ in} \\
 &= 1,71 \text{ m} \\
 Q \text{ umpan} &= 3,83 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{3,83 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0017 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{Pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0017 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0471 \text{ m} \\
 &= 1,8561 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Dimensi Pipa Arus 2

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
H ₂ SO ₄	30,10	1.764,69	0,02
H ₂ O	0,61	975,64	0,00
Total	30,72	2.740,33	0,02

- o Luas pipa masuk arus 2 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,6 \times \text{OD} \\
 &= 0,6 \times 84 \text{ in} \\
 &= 50,40 \text{ in} \\
 &= 1,28 \text{ m} \\
 Q \text{ umpan} &= 0,02 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{0,02 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,00001 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{Pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,00001 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0032 \text{ m} \\
 &= 0,1261 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 0,36 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 0,54 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Dimensi Pipa Arus 3

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
C ₃ H ₄ O ₂	3.171,81	982,06	3,23
H ₂ O	15,94	975,64	0,02
Total	3.187,75	1.957,70	3,25

- o Luas pipa masuk arus 3 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,4 \times \text{OD} \\
 &= 0,4 \times 84 \text{ in} \\
 &= 33,60 \text{ in} \\
 &= 0,85 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{umpan}} = 3,25 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{3,25 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0015 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{Pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0015 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0434 \text{ m} \\
 &= 1,7084 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Dimensi Pipa Arus 13

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
C ₃ H ₄ O ₂	5,07	982,06	0,01
CH ₃ OH	16,57	733,49	0,02
H ₂ O	5,58	975,64	0,01
H ₂ SO ₄	270,94	1.764,69	0,15
Total	298,16	4.455,87	0,19

- o Luas pipa masuk arus 13 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,2 \times \text{OD} \\
 &= 0,2 \times 84 \text{ in} \\
 &= 16,80 \text{ in} \\
 &= 0,43 \text{ m} \\
 Q \text{ umpan} &= 0,19 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{0,19 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{Pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0001 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0104 \text{ m} \\
 &= 0,4101 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 0,5 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 0,84 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 0,62 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Dimensi Pipa Arus 5

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
C ₃ H ₄ O ₂	563,26	982,06	0,57
CH ₃ OH	1.662,28	733,49	2,27
C ₄ H ₆ O ₂	3.121,82	877,72	3,56
H ₂ O	679,76	975,64	0,70
H ₂ SO ₄	301,05	1.764,69	0,17
Total	6.328,17	5.333,60	7,26

- o Luas pipa keluar arus 5 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa keluar} &= 0,5 \times \text{OD} \\
 &= 0,5 \times 84 \text{ in} \\
 &= 42,00 \text{ in} \\
 &= 1,07 \text{ m} \\
 Q \text{ keluar} &= 7,26 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{7,26 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0033 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0033 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0649 \text{ m} \\
 &= 2,5556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 3,50 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 3,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Reaktor - 02

1. Dimensi Pipa Arus 5

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
C ₃ H ₄ O ₂	563,26	982,06	0,57
CH ₃ OH	1.662,28	733,49	2,27
C ₄ H ₆ O ₂	3.121,82	877,72	3,56
H ₂ O	679,76	975,64	0,70
H ₂ SO ₄	301,05	1.764,69	0,17
Total	6.328,17	5.333,60	7,26

- o Luas pipa masuk arus 5 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa masuk} &= 0,3 \times \text{OD} \\
 &= 0,3 \times 84 \text{ in} \\
 &= 25,20 \text{ in} \\
 &= 0,64 \text{ m} \\
 Q \text{ masuk} &= 7,26 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{7,26 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0033 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0033 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0649 \text{ m} \\
 &= 2,5556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 3,50 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 3,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Dimensi Pipa Arus 6

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
C ₃ H ₄ O ₂	5,63	982,06	0,01
CH ₃ OH	1.414,45	733,49	1,93
C ₄ H ₆ O ₂	3.787,88	877,72	4,32
H ₂ O	819,16	975,64	0,84
H ₂ SO ₄	301,05	1.764,69	0,17
Total	6.328,17	5.333,60	7,26

- o Luas pipa keluar arus 6 :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa keluar} &= 0,5 \times \text{OD} \\
 &= 0,5 \times 84 \text{ in} \\
 &= 42,00 \text{ in} \\
 &= 1,07 \text{ m} \\
 Q \text{ keluar} &= 7,26 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{\text{Pipa}} &= \frac{Q_{\text{umpan}}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{7,26 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0033 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0033 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0649 \text{ m} \\
 &= 2,5549 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside Diameter (OD)} &= 3,50 \text{ in} \\
 \text{Inside Diameter (ID)} &= 3,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

12. Perancangan Pendingin

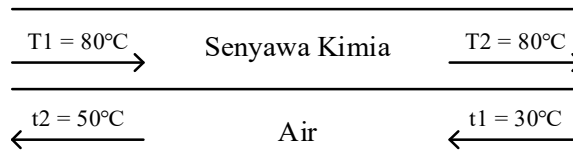
A. Reaktor - 01

Kondisi operasi :

$$\begin{aligned} T &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F} = 353 \text{ K} \\ P &= 2,4 \text{ atm} = 35,27 \text{ atm} \end{aligned}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air, dengan beda suhu masuk dan keluar (ΔT) antara 6 - 20 $^\circ\text{C}$, sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} = 303 \text{ K} \\ T_{out} &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F} = 323 \text{ K} \\ T_{rata} &= 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F} = 313 \text{ K} \end{aligned}$$



Sifat fisis air pada $T_{rata-rata}$:

$$\begin{aligned} C_p &= 4,18 \text{ kJ/kg.K} \\ \rho &= 1,01 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0,67 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \\ &= \frac{(176 - 122) - (176 - 86)}{\ln\left(\frac{176 - 122}{176 - 86}\right)} \\ &= 70,47 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari tabel 8, Kern, halaman 840, untuk jenis pendingin yang digunakan *hot fluid* berupa *medium organic* dan *cold fluid* berupa *water*.

Coolers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$\text{Range UD} = 50 - 125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirancang UD} = 125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas (A_0) :

$$\begin{aligned} A_0 &= \frac{Q}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{1.282.067,65 \text{ BTU/jam}}{125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F} \times 70,47 \text{ °F}} \\ &= 145,54 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas selimut reaktor (A) :

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times D \times H) \\ &= 3,14 \times 83,50 \text{ in} \times 105 \text{ in} \\ &= 27.529,95 \text{ in}^2 \\ &= 191,18 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas yang dibutuhkan (A_0) lebih kecil atau < dari pada luas selimut reaktor (A), maka pendingin reaktor yang dipilih yaitu berupa jaket pendingin.

Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned} M &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{1.352.653,15 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}} \\ &= 16.183,93 \text{ kg/jam} \\ &= 35.679,42 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{\text{Massa Pendingin}}{\text{Densitas Pendingin}} \\ &= \frac{16.183,93 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ &= 4,3944 \text{ Liter/detik} \\ &= 0,0044 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,1552 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dimensi Jaket Pendingin

Asumsi :

- Suhu cairan sama dengan suhu dinding reaktor
- Transfer panas terjadi pada permukaan shell

Volume fluida pendingin :

$$\begin{aligned} V &= Qf \times \text{Waktu reaksi} \\ &= 0,0044 \text{ m}^3/\text{detik} \times 60,83 \text{ menit} \times 60 \text{ detik} / 1 \text{ menit} \\ &= 16,04 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal jaket pendingin (D_{ji}) dipilih = 1,5 in = 0,125 ft

$$\begin{aligned} ID \text{ jaket} &= OD \text{ reaktor} + (2 \times \text{tebal jaket}) \\ &= 84 \text{ in} + 2 \times 1,5 \text{ in} \\ &= 84 \text{ in} + 3 \text{ in} \\ &= 87 \text{ in} \end{aligned}$$

Luas jaket pendingin :

$$\begin{aligned} A \text{ jaket} &= \pi \times ID \text{ jaket} \times Ht \\ &= 3,14 \times 87 \text{ in} \times 105 \text{ in} \\ &= 28.683,90 \text{ in}^2 \\ &= 18,51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

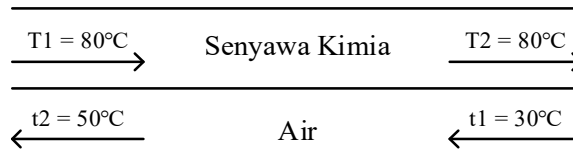
B. Reaktor - 02

Kondisi operasi :

$$\begin{aligned} T &= 80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ }^\circ\text{F} = 353 \text{ K} \\ P &= 2,4 \text{ atm} = 35,27 \text{ atm} \end{aligned}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air, dengan beda suhu masuk dan keluar (ΔT) antara 6 - 20°C, sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 303 \text{ K} \\ T_{out} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 323 \text{ K} \\ T_{rata} &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F} = 313 \text{ K} \end{aligned}$$



Sifat fisis air pada $T_{rata-rata}$:

$$\begin{aligned} C_p &= 4,18 \text{ kJ/kg.K} \\ \rho &= 1,01 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0,67 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \\ &= \frac{(176 - 122) - (176 - 86)}{\ln\left(\frac{176 - 122}{176 - 86}\right)} \\ &= 70,47 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Dari tabel 8, Kern, halaman 840, untuk jenis pendingin yang digunakan *hot fluid* berupa *medium organic* dan *cold fluid* berupa *water*.

Coolers		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$\text{Range } U_D = 50 - 125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dirancang } U_D = 125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas (A_θ) :

$$\begin{aligned}A_\theta &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{273.535,30 \text{ BTU/jam}}{125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \times 70,47 \text{ } ^\circ\text{F}} \\ &= 31,05 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Luas selimut reaktor (A) :

$$\begin{aligned}A &= (\pi \times D \times H) \\ &= 3,14 \times 83,50 \text{ in} \times 105 \text{ in} \\ &= 27.529,95 \text{ in}^2 \\ &= 191,18 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena luas transfer panas yang dibutuhkan (A_θ) lebih kecil atau < dari pada luas selimut reaktor (A), maka pendingin reaktor yang dipilih yaitu berupa jaket pendingin.

Kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned}M &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{288.595,05 \text{ kJ/jam}}{4,18 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}} \\ &= 3.452,92 \text{ kg/jam} \\ &= 7.612,38 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Qf &= \frac{\text{Massa Pendingin}}{\text{Densitas Pendingin}} \\
 &= \frac{3.452,92 \text{ kg/jam}}{1,0230 \text{ kg/L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,9376 \text{ Liter/detik} \\
 &= 0,0009 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,0331 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Dimensi Jacket Pendingin

Asumsi :

- Suhu cairan sama dengan suhu dinding reaktor
- Transfer panas terjadi pada permukaan shell

Volume fluida pendingin :

$$\begin{aligned}
 V &= Qf \times \text{Waktu reaksi} \\
 &= 0,0009 \text{ m}^3/\text{detik} \times 60,83 \text{ menit} \times 60 \text{ detik} / 1 \text{ menit} \\
 &= 3,42 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tebal jacket pendingin (D_{ji}) dipilih = 1,5 in = 0,125 ft

$$\begin{aligned}
 ID \text{ jaket} &= OD \text{ reaktor} + (2 \times \text{tebal jaket}) \\
 &= 84 \text{ in} + 2 \times 1,5 \text{ in} \\
 &= 84 \text{ in} + 3 \text{ in} \\
 &= 87 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas jaket pendingin :

$$\begin{aligned}
 A \text{ jaket} &= \pi \times ID \text{ jaket} \times Ht \\
 &= 3,14 \times 87 \text{ in} \times 105 \text{ in} \\
 &= 28.683,90 \text{ in}^2 \\
 &= 18,51 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN REAKTOR (R - 01)

Fungsi : Mereaksikan asam akrilat sebanyak 3.176,88 kg/jam dengan metanol sebanyak 2.823,89 kg/jam menjadi metil akrilat

Jenis Alat :
- Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
- *Flanged and Dished Head*

Kondisi Operasi

- Temperatur = 80 °C
- Tekanan = 2 atm
- Waktu tinggal = 60 menit
- Konversi = 82,27 %

Dimensi Reaktor

- Diameter dalam (ID) = 2,12 m
- Diameter luar (OD) = 2,13 m
- Tinggi *head* = 0,44 m
- Tinggi *shell* = 2,67 m
- Tinggi total = 3,55 m
- Tebal *head* = 0,31 in
- Tebal *Shell* = 0,25 in

Pengaduk Reaktor

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,71 m
- Tinggi *blade* = 0,14 m
- Lebar *blade* = 0,18 m
- Lebar *baffle* = 0,18 m
- Kecepatan = 100 rpm
- Daya = 5 Hp

Pendingin Reaktor

- Jenis = Jaket Pendingin
- Media pendingin = Air
- Kebutuhan air = 16,04 m³

-
- Suhu masuk = 30 °C
 - suhu keluar = 50 °C
 - Luas transfer panas = 145,54 ft²
 - Luas selimut reaktor = 191,18 ft³
 - Tebal jaket = 1,5 in

Dimensi Pipa Input dan Output

- Dimensi Pipa Arus 4
 - *Nominal Pipe Size* (NPS) = 2 in
 - *Schedule Number* (Sch) = 40
 - *Outside Diameter* (OD) = 2,38 in
 - *Inside Diameter* (ID) = 2,067 in
- Dimensi Pipa Arus 2
 - *Nominal Pipe Size* (NPS) = 0,25 in
 - *Schedule Number* (Sch) = 40
 - *Outside Diameter* (OD) = 0,364 in
 - *Inside Diameter* (ID) = 0,54 in
- Dimensi Pipa Arus 3
 - *Nominal Pipe Size* (NPS) = 2 in
 - *Schedule Number* (Sch) = 40
 - *Outside Diameter* (OD) = 2,38 in
 - *Inside Diameter* (ID) = 2,067 in
- Dimensi Pipa Arus 13
 - *Nominal Pipe Size* (NPS) = 0,5 in
 - *Schedule Number* (Sch) = 40
 - *Outside Diameter* (OD) = 0,84 in
 - *Inside Diameter* (ID) = 0,622 in
- Dimensi Pipa Arus 5
 - *Nominal Pipe Size* (NPS) = 3 in
 - *Schedule Number* (Sch) = 40
 - *Outside Diameter* (OD) = 3,5 in
 - *Inside Diameter* (ID) = 3,068 in

KESIMPULAN REAKTOR (R - 02)

Fungsi : Mereaksikan asam akrilat sebanyak 563,26 kg/jam dengan metanol sebanyak 1.662,28 kg/jam menjadi metil akrilat

Jenis Alat :
- Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
- *Flanged and Dished Head*

Kondisi Operasi

- Temperatur = 80 °C
- Tekanan = 2 atm
- Waktu tinggal = 60 menit
- Konversi = 99 %

Dimensi Reaktor

- Diameter dalam (ID) = 2,12 m
- Diameter luar (OD) = 2,13 m
- Tinggi *head* = 0,44 m
- Tinggi *shell* = 2,67 m
- Tinggi total = 3,55 m
- Tebal *head* = 0,31 in
- Tebal *Shell* = 0,25 in

Pengaduk Reaktor

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,71 m
- Tinggi *blade* = 0,14 m
- Lebar *blade* = 0,18 m
- Lebar *baffle* = 0,18 m
- Kecepatan = 100 rpm
- Daya = 5 Hp

Pendingin Reaktor

- Jenis = Jaket Pendingin
- Media pendingin = Air
- Kebutuhan air = 3,42 m³

-
- Suhu masuk = 30 °C
 - suhu keluar = 50 °C
 - Luas transfer panas = 31,05 ft²
 - Luas selimut reaktor = 191,18 ft³
 - Tebal jaket : 1,5 in

Dimensi Pipa Input dan Output

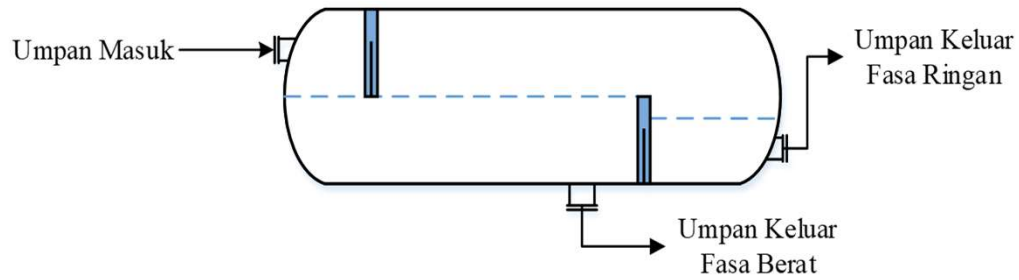
o Dimensi Pipa Arus 5

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 3 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside Diameter* (ID) = 3,068 in

o Dimensi Pipa Arus 2

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 3 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside Diameter* (ID) = 3,068 in

DEKANTER (DC - 01)



Tugas : Memisahkan campuran berdasarkan densitas dan kelarutan sehingga terpisah menjadi fasa ringan dan fasa berat

Asumsi : Metil akrilat terpisah sempurna menjadi fasa ringan

Jenis : *Centrifuge Decanter*

Bentuk : *Cylinder Horizontal*

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 2 atm
- Suhu : 80 °C

Data Fisis

Densitas ($\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$)				
Komponen	A	B	n	T _c
C ₃ H ₄ O ₂	0,3465	0,2582	0,3070	615,00
CH ₃ OH	0,2720	0,2719	0,2331	512,58
C ₄ H ₆ O ₂	0,3215	0,2553	0,2857	536,00
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13
H ₂ SO ₄	0,4217	0,1936	0,2857	925,00

Viskositas ($\text{Log } 10 = A + B/T + CT + DT^2$) (cP)				
Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₄ O ₂	-1,59E+01	2,44E+03	3,44E-02	-2,77E-05
CH ₃ OH	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
C ₄ H ₆ O ₂	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
H ₂ SO ₄	-1,87E+01	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05

1. Umpan Masuk Dekanter

Komponen	kmol/jam	kg/jam	X_i	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$ (kg/m ³)
C ₃ H ₄ O ₂	0,08	5,63	0,00	982,06	0,87
CH ₃ OH	44,20	1.414,45	0,22	733,49	163,95
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	0,60	877,72	525,38
H ₂ O	45,51	819,16	0,13	975,64	126,29
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	0,05	1.764,69	83,95
Total	136,91	6.328,17	1,00	5.333,60	900,45

Diperoleh harga densitas (ρ) umpan masuk dekanter

$$\begin{aligned}\rho \text{ umpan} &= 900,4481 \text{ kg/m}^3 \\ &= 56,2131 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

Kecepatan Volumetrik Umpan yaitu :

$$\begin{aligned}QF &= \frac{\text{Total Massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{6.328,17 \text{ kg/jam}}{900,4481 \text{ kg/m}^3} \\ &= 7,0278 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0020 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0689 \text{ cuft/detik}\end{aligned}$$

2. Menentukan Fraksi Ringan dan Fraksi Berat

Data kelarutan dalam H₂O (labchem.com)

Komponen	kelarutan
C ₃ H ₄ O ₂ (l)	100 g / 100 ml H ₂ O
CH ₃ OH (l)	100 g / 100 ml H ₂ O
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	1,8 g / 100 ml H ₂ O
H ₂ O(l)	100 g / 100 ml H ₂ O
H ₂ SO ₄ (l)	100 g / 100 ml H ₂ O

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 \text{ larut dalam H}_2\text{O} &= \frac{100}{100} \times 819,16 \text{ kg/jam} \\ &= 819,16 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{OH larut dalam H}_2\text{O} &= \frac{100}{100} \times 819,16 \text{ kg/jam} \\ &= 819,16 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{OH tidak larut dalam H}_2\text{O} &= 1.414,45 \text{ kg/jam} - 819,16 \text{ kg/jam} \\ &= 595,29 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ larut dalam H}_2\text{O} &= \frac{1,8}{100} \times 819,16 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 14,74 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ tidak larut dalam H}_2\text{O} &= 3.787,88 \text{ kg/jam} - 14,74 \text{ kg/jam} \\
 &= 3.773,13 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ larut dalam H}_2\text{O} &= \frac{100}{100} \times 819,16 \text{ kg/jam} \\
 &= 819,16 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi : CH₃OH yang terpisah mengandung 1% fasa berat

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH} &= \frac{3}{97} \times 595,29 \text{ kg/jam} \\
 &= 18,41 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Maka komposisi yang terlarut dalam metanol yang terikut dalam fasa berat :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= 5,63 \text{ kg/jam} \\
 \text{CH}_3\text{OH} &= 18,41 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= 301,05 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= \text{Air C}_3\text{H}_4\text{O}_2 + \text{Air CH}_3\text{OH} + \text{Air H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 0,0283 + 0,0277 + 6,1439 = 6,1998 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh hasil atas dekanter :

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{OH} &= 1.414,45 \text{ kg/jam} - 18,41 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{1.396,04 \text{ kg/jam}}{32 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 43,63 \text{ kmol/jam} \\
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \frac{3.787,88 \text{ kg/jam}}{86 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 44,05 \text{ kmol/jam} \\
 \text{H}_2\text{O} &= 819,16 \text{ kg/jam} - 6,20 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{812,96 \text{ kg/jam}}{18 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 45,16 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Maka komposisi hasil atas dekanter :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	Xi	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$ (kg/m ³)
CH ₃ OH	32	43,63	1.396,04	0,2328	733,49	170,75
C ₄ H ₆ O ₂	86	44,05	3.787,88	0,6316	877,72	554,41
H ₂ O	18	45,16	812,96	0,1356	975,64	132,26
Total		132,84	5.996,88	1,0000	2.586,85	857,42

Diperoleh harga densitas (ρ) campuran hasil atas dekanter

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 857,42 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53,53 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh hasil bawah dekanter :

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= (0,0782 - 0,0000) \text{ kmol/jam} \\ &= 0,0782 \text{ kmol/jam} \times 72 \text{ kg/kmol} \\ &= 5,6326 \text{ kg/jam} \\ \text{CH}_3\text{OH} &= (44,2016 - 43,6262) \text{ kmol/jam} \\ &= 0,5753 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/kmol} \\ &= 18,4110 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= (45,5090 - 45,1646) \text{ kmol/jam} \\ &= 0,3444 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 6,1998 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 &= (3,0719 - 0,0000) \text{ kmol/jam} \\ &= 3,0719 \text{ kmol/jam} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 301,0490 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Maka komposisi hasil bawah dekanter :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	Xi	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$ (kg/m ³)
C ₃ H ₄ O ₂	72	0,08	5,63	0,0170	982,06	16,70
CH ₃ OH	32	0,58	18,41	0,0556	733,49	40,76
H ₂ O	18	0,34	6,20	0,0187	975,64	18,26
H ₂ SO ₄	98	3,07	301,05	0,9087	1.764,69	1.603,59
Total		4,07	331,29	1,0000	4.455,87	1.679,31

Diperoleh harga densitas (ρ) campuran bawah atas dekanter

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 1.679,31 \text{ kg/m}^3 \\ &= 104,84 \text{ lb/cuft}\end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Volumetrik

Kecepatan Volumetrik Hasil Atas (Fase Ringan) yaitu :

$$\begin{aligned}QL &= \frac{\text{Total Massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{5.996,88 \text{ kg/jam}}{857,42 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,9941 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0019 \text{ m}^3/\text{detik} \\ &= 0,0686 \text{ cuft/detik}\end{aligned}$$

Kecepatan Volumetrik Hasil Bawah (Fase Berat) yaitu :

$$\begin{aligned}
 QH &= \frac{\text{Total Massa}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{331,29 \text{ kg/jam}}{1.679,31 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,1973 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0001 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,0019 \text{ cuft/detik}
 \end{aligned}$$

Menghitung Viskositas

Hasil Atas (Fase Ringan)

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Xi	μ (cp)	Xi. μ (kg/m.s)
CH ₃ OH	43,63	1.396,04	0,2328	0,2917	0,0006790
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	0,6316	0,2504	0,0015819
H ₂ O	45,16	812,96	0,1356	0,3523	0,0004775
Total	132,84	5.996,88	1,0000	0,8944	0,0027385

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ campuran} &= 0,002739 \text{ kg/m.s} \\
 &= 2,738507 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Hasil Bawah (Fase Berat)

Komponen	kmol/jam	kg/jam	Xi	μ (cp)	Xi. μ (kg/m.s)
C ₃ H ₄ O ₂	0,08	5,63	0,0170	0,4801	0,0000082
CH ₃ OH	0,58	18,41	0,0556	0,2917	0,0000162
H ₂ O	0,34	6,20	0,0187	0,3523	0,0000066
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	0,9087	5,7068	0,0051858
Total	4,07	331,29	1,0000	6,8309	0,0052168

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ campuran} &= 0,005217 \text{ kg/m.s} \\
 &= 5,216805 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Dekanter 01 :

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	0,08	5,63	0,00	0,00	0,08	5,63
CH ₃ OH	44,20	1.414,45	43,63	1.396,04	0,58	18,41
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	44,05	3.787,88	0,00	0,00
H ₂ O	45,51	819,16	45,16	812,96	0,34	6,20
H ₂ SO ₄	3,07	301,05	0,00	0,00	3,07	301,05
Total	136,91	6.328,17	132,84	5.996,88	4,07	331,29
			136,91		6.328,17	

3. Menentukan Koefisien Distribusi (Θ) pada Hasil Keluaran Dekanter - 01

$$\text{Koefisien Distribusi } (\Theta) = \frac{QL}{QH} \left(\frac{\rho_L \times \mu_H}{\rho_H \times \mu_L} \right)^{0,3}$$

(Coulson and Richardson's Ed 4th., 2005)

Maka ,

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{QL}{QH} \left(\frac{\rho_L \times \mu_H}{\rho_H \times \mu_L} \right)^{0,3} \\ &= \frac{6,9941 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,1973 \text{ m}^3/\text{jam}} \left(\frac{857,4206 \text{ kg/m}^3 \times 5,2168 \text{ cP}}{1.679,31 \text{ kg/m}^3 \times 2,7385 \text{ cP}} \right)^{0,3} \\ &= 1,9728 \end{aligned}$$

Keterangan :

- $\theta < 0,3$ = Fasa ringan selalu terdispersi
- $\theta = 0,3 - 2,0$ = Fasa ringan mungkin terdispersi
- $\theta = 2,0 - 3,0$ = Fasa berat mungkin terdispersi
- $\theta > 3,0$ = Fasa berat selalu terdispersi

4. Menentukan Kecepatan Pemisahan

Waktu pemisahan fasa ringan dan fasa berat, dapat ditentukan dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} t &= \frac{100 \times \mu_L}{\rho_H - \rho_L} \\ &= \frac{100 \times 2,74}{1.679,31 - 857,42} \\ &= 0,33 \text{ jam} \\ &= 19,99 \text{ menit} \end{aligned}$$

5. Terminal Velocity Butiran Terdispersi

Ditentukan menggunakan persamaan 10.7, Coulson ed. 6. Halaman 440.

$$U_d = \frac{g \times dp^2 \times (\rho_D - \rho_C)}{18\mu_C}$$

Keterangan :

- U_d = Terminal velocity fasa terdispersi (m/s)
- dp = Diameter butir terdispersi
- ρ_D = Densitas fasa terdispersi (kg/m^3)
- ρ_C = Densitas fasa kontinyu (kg/m^3)
- μ_C = Viskositas fasa kontinyu (kg/m.s)
- g = Kecepatan gravitasi (m/s^2)

Ukuran butir terdispersi diambil $dp = 150 \mu\text{m}$ ($150 \times 10^{-6} \text{ m}$) (Towler & Sinnott)

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times (150 \times 10^{-4} \text{ m})^2 \times (1.679,31 - 857,42) \text{ kg/m}^3}{18 \times (2,74 \times 10^{-3}) \text{ kg/m.s}} \\ &= 0,0037 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Ud bernilai (+) menunjukkan bahwa fasa terdispersi / fasa berat menuju ke bawah.

6. Luas Interface

Agar butiran terdispersi tidak ada yang terbawa oleh aliran pada fasa kontinyu keluar dekanter, maka diisyaratkan :

Kecepatan linier fasa kontinyu (Uc) < dari terminal *velocity* terdispersi (Ud) (Persamaan 10.6, Coulson ed.6, Halaman 440)

$$Uc = \frac{Q_L}{Ai}$$

Keterangan :

Uc = Kecepatan linear fasa kontinyu (m/s)

Ai = Luas penampang interface (m^2)

Q_L = Kecepatan volumetrik fasa ringan (m^3/s)

maka,

$$\begin{aligned} Ai &= \frac{Q_L}{Uc} \\ &= \frac{0,0194 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0037 \text{ m/s}} \\ &= 5,28 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

7. Dimensi Dekanter

Berdasarkan Coulson, halaman 441, waktu tinggal cairan dalam dekanter berkisar antara 5 - 60 menit. Dipilih waktu tinggal dalam dekanter selama 60 menit.

$$t = 60 \text{ menit}$$

$$= 1 \text{ jam}$$

Menentukan Volume Dekanter :

Volume Cairan = Kecepatan volume total \times waktu tinggal (t)

$$= 7,03 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 7,03 \text{ m}^3$$

$$= 248,18 \text{ ft}^3$$

Over Design = 20%

$$\text{Vol Dekanter} = 1,2 \times 7,03 \text{ m}^3$$

$$= 8,43 \text{ m}^3$$

$$= 297,82 \text{ ft}^3$$

Menentukan Diameter dan Panjang Dekanter :

Digunakan perbandingan D : L = 1 : 2

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\
 &= \frac{\pi D^2 (2D)}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\
 &= \frac{\pi D^3}{2} + \frac{\pi D^3}{12} \\
 &= \frac{7 \pi D^3}{12} \\
 D^3 &= \frac{12 V}{7 \pi}
 \end{aligned}$$

$$= \left(\frac{12 \times 8,43}{7 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

D = 1,66 m	Diameter Standar = 66,00 in
= 5,46 ft	= 1,68 m
= 65,50 in	= 5,50 ft

Maka panjang dekanter,

$$\begin{aligned}
 &= L : D \\
 &= 2 : 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 2D \\
 &= 2 \times 1,68 \text{ m} \\
 &= 3,35 \text{ m} \\
 &= 11,00 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Interface (z)} &= 0,5 \times D \\
 &= 0,5 \times 1,68 \text{ m} \\
 &= 0,84 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas Interface (Ai)} &= W \times L \\
 &= 1,68 \text{ m} \times 3,35 \text{ m} \\
 &= 5,62 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dispersion Band} &= 10\% \times 1,68 \text{ m} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Cek *residence time* droplet dalam *dispersion band* :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,17 \text{ m}}{0,003 \text{ m/s}} \\
 &= 55,88 \text{ detik} \\
 &= 0,93 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Panjang Weir :

Dari fig. 11.31, Coulson and Richardson, panjang Weir normalnya berkisar antara 0,6 - 0,85 dari pipa keluar fase ringan (D_c), maka dipilih 0,77

$$\begin{aligned}
 L_{\text{Weir}} &= 0,77 \times D_c \\
 &= 0,77 \times 1,68 \\
 &= 1,29 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Panjang Blade :

$$\begin{aligned}
 L / D &= 2 \\
 D_t \text{ (Diameter dekanter)} &= 1,68 \text{ m} \\
 D_a / D_t &= 0,33 \\
 D_a \text{ (Panjang blade)} &= 0,55 \text{ m} \\
 W / D_a &= 0,20 \\
 W \text{ (Tinggi blade)} &= 0,11 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Dinding Dekanter :

Digunakan baja Stainless Steel type SA 167 jenis 316 (Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$$\begin{aligned}
 f &= \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,80 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\
 c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\
 r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 32,50 \text{ in} &
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Design}} &= 2 \text{ atm} \times 1,2 \\
 &= 2,40 \text{ atm} \\
 &= 35,27 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal. 254 :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{Shell}} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\
 &= \frac{35,27 \text{ psi} \times 32,50 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 35,27 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,20 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar yaitu $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$ (Brownell & Young)

Menentukan Tebal Head Dekanter :

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316 (Brownell & Young, hal. 342)

f	= Allowable stress	= 18750 psi	(Appendix D, Brownell & Young)
E	= Effisiensi sambungan	= 0,80	(Tabel 13.2, Brownell & Young)
c	= Faktor korosi	= 0,125 in	(Peters & Timmerhaus)
ri	= Jari-jari dekanter	= 32,50 in	

Faktor keamanan = 20%

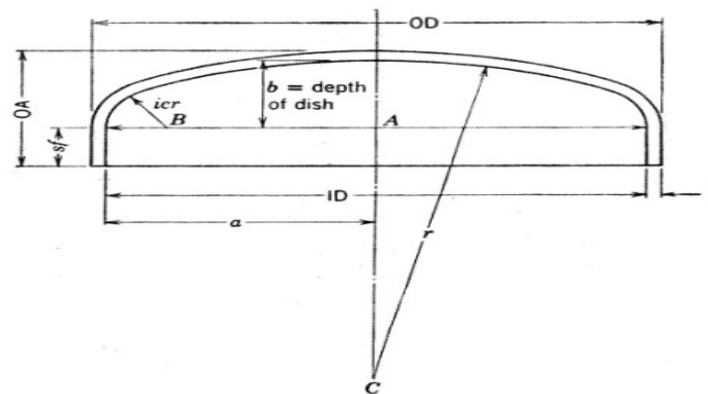
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 2 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 2,40 \text{ atm} \\ &= 35,27 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal. 258 :

$$\begin{aligned} t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times ri}{f \times E - 0,1 \times P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 35,27 \text{ psi} \times 32,50 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 35,27 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,19 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal head standar yaitu $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$ (Brownell & Young)

Menentukan Tinggi Head Dekanter :



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr	= Inside - Corner Radius	b	= Depth of Dish (Inside)
sf	= Straight Flange	a	= Inside Radius
r	= Radius of Dish	ID	= Inside Diameter
OD	= Outside Diameter		

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
5/16	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
3/8	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
7/16	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/2	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
5/8	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
3/4	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
7/8	2 1/2	40	2 3/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1	3	40	3	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 1/8	3 3/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 1/4	3 3/4	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 3/8	4 1/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 1/2	4 1/2	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 3/4	4 3/4	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 5/8	4 5/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1 7/8	5 1/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2	5 1/4	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 1/8	5 3/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 1/4	5 3/4	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 1/2	5 7/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 3/4	6 1/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 5/8	6 3/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
2 3/4	6 3/4	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
3	6 7/8	40	3 3/8	42	3 3/8	48	3 3/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72

$OD = 66,00 \text{ in}$
 $r = 66,00 \text{ in}$
 $icr = 4,00 \text{ in}$

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (*sf*) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	3/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/2 - 3	1 1/8
3/8	1 1/2 - 3	1 3/8
7/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 3/4
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 5/8
1	1 1/2 - 4	3
1 1/8	1 1/2 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2 - 4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2 - 4 1/2	4 1/4
1 5/8	1 1/2 - 4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2 - 4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2 - 4 1/2	5 3/8
2	1 1/2 - 4 1/2	6
2 1/4	1 1/2 - 4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2 - 4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/2 - 4 1/2	8 1/4
3	1 1/2 - 4 1/2	9

$t_{head} = 0,25 \text{ in}$
 $sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \frac{1}{2} \text{ in}$

maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,17 ft = 0,05 m

$a = \frac{ID}{2} = \frac{65,50}{2} = 32,75 \text{ in}$

$AB = a - icr$
 $= 32,75 \text{ in} - 4,00 \text{ in}$
 $= 28,75 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 66,00 \text{ in} - 4,00 \text{ in} \\
 &= 62,00 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(62,00)^2 - (28,75)^2} \\
 &= 54,93 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 66,00 \text{ in} - 54,93 \text{ in} \\
 &= 11,07 \text{ in} \\
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,25 \text{ in} + 11,07 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\
 &= 13,319 \text{ in} \\
 &= 1,1099 \text{ ft} \\
 &= 0,3383 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga panjang dekanter :

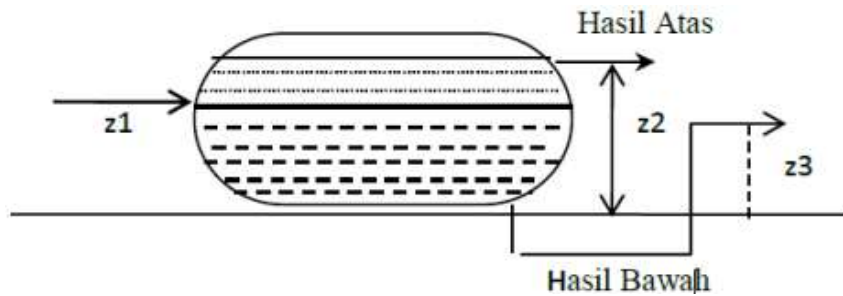
$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total (L)} &= L_{Shell} + 2 \times H_{Head} \\
 &= 3,35 + 2 \times 0,34 \\
 &= 4,03 \text{ m} \\
 &= 13,22 \text{ ft} \\
 &= 158,64 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Fasa Berat dan Fasa Ringan :

$$\begin{aligned}
 VB &= t \times QH \\
 &= 3600 \times 0,0001 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,1973 \text{ m}^3 \\
 VA &= t \times QL \\
 &= 3600 \times 0,0019 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 6,9941 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 VA &= \text{Volume fasa ringan (m}^3\text{)} \\
 VB &= \text{Volume fasa berat (m}^3\text{)} \\
 QL &= \text{Kecepatan volumetrik fase ringan (m}^3\text{/s)} \\
 QH &= \text{Kecepatan volumetrik fase berat (m}^3\text{/s)} \\
 t &= \text{Waktu tinggal dalam dekanter (s)}
 \end{aligned}$$

Ketinggian Pipa :

$$\begin{aligned}
 Z_3 &= 0,5 \times D \\
 &= 0,5 \times 1,68 \text{ m} \\
 &= 0,84 \text{ m} \\
 Z_2 &= 0,9 \times D \\
 &= 0,9 \times 1,68 \text{ m} \\
 &= 1,51 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran Pipa Umpan :

Ukuran pipa pemasukan umpan dapat dihitung menggunakan persamaan 15, Peter. M.S., 1980 halaman 496 :

$$ID = 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

ID = Inside diameter pipa (in)

Qf = Laju alir umpan (ft^3/s)

ρ = Densitas umpan (lb/ft^3)

$$Qf = 0,0020 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0689 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 56,21 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$ID = 3,9 \times 0,0689^{0,45} \times 56,21^{0,13}$$

$$= 1,98 \text{ in}$$

ID pipa umpan standar berdasarkan tabel 11, Kern. D.Q., 1965, halaman 844.

Dipilih :

Nominal Pipe Size (NPS) = 2 in

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 2,38 in

Inside Diameter (ID) = 2,07 in

Ukuran Pipa Fase Ringan :

Ukuran pipa keluaran fase ringan dapat dihitung menggunakan persamaan 15, Peter. M.S, 1980 halaman 496 :

$$ID = 3,9 \times QL^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$$ID = \text{Inside diameter pipa (in)}$$

$$QL = \text{Laju alir fase ringan (ft}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fase ringan (lb/ft}^3\text{)}$$

$$QL = 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0686 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 53,53 \text{ lb/ft}^3$$

$$ID = 3,9 \times 0,0686^{0,45} \times 53,53^{0,13}$$

$$= 1,96 \text{ in}$$

ID pipa fase ringan standar berdasarkan tabel 11, Kern. D.Q., 1965, halaman 844.

Dipilih :

$$\text{Nominal Pipe Size (NPS)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 2,07 \text{ in}$$

Ukuran Pipa Fase Berat :

Ukuran pipa keluaran fase berat dapat dihitung menggunakan persamaan 15, Peter. M.S, 1980 halaman 496 :

$$ID = 3,9 \times QH^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan :

$$ID = \text{Inside diameter pipa (in)}$$

$$QH = \text{Laju alir fase ringan (ft}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas fase ringan (lb/ft}^3\text{)}$$

$$QH = 0,0001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0019 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 104,84 \text{ lb/ft}^3$$

$$ID = 3,9 \times 0,0019^{0,45} \times 104,84^{0,13}$$

$$= 0,4293 \text{ in}$$

ID pipa fase berat standar berdasarkan tabel 11, Kern. D.Q., 1965, halaman 844.

Dipilih :

Nominal Pipe Size (NPS) = 0,5 in

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 0,84 in

Inside Diameter (ID) = 0,62 in

KESIMPULAN DEKANTER (DC - 01)

Fungsi : Memisahkan metanol, metil akrilat, dan air (fase ringan) dari campuran keluar reaktor dengan fase berat berupa asam akrilat, metanol, air, dan asam sulfat.

Jenis : *Centrifuge Decanter*

Bentuk : *Cylinder Horizontal*

Kondisi Operasi

- Temperatur : 80 °C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 60 menit

Dimensi Dekanter

- Diameter dalam (ID) : 1,66 m
- Diameter luar (OD) : 1,68 m
- Tebal *Shell* : 0,25 in
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tinggi *head* : 0,34 m
- Panjang total : 4,03 m
- Volume total : 8,43 m³
- L_{Weir} : 1,29 in
- Panjang blade : 0,55 m

Kecepatan Volumetrik Umpan (Q_F) : 7,03 m³/jam

Kecepatan Volumetrik Fase Ringan (Q_L) : 6,99 m³/jam

Kecepatan Volumetrik Fase Berat (Q_H) : 0,20 m³/jam

Dimensi Pipa Input dan Output

○ Pipa Umpan

- *Nominal Pipe Size* (NPS) : 2,00 in
- *Schedule Number* (Sch) : 40,00
- *Outside Diameter* (OD) : 2,38 in
- *Inside Diameter* (ID) : 2,07 in

○ Pipa Fase Ringan

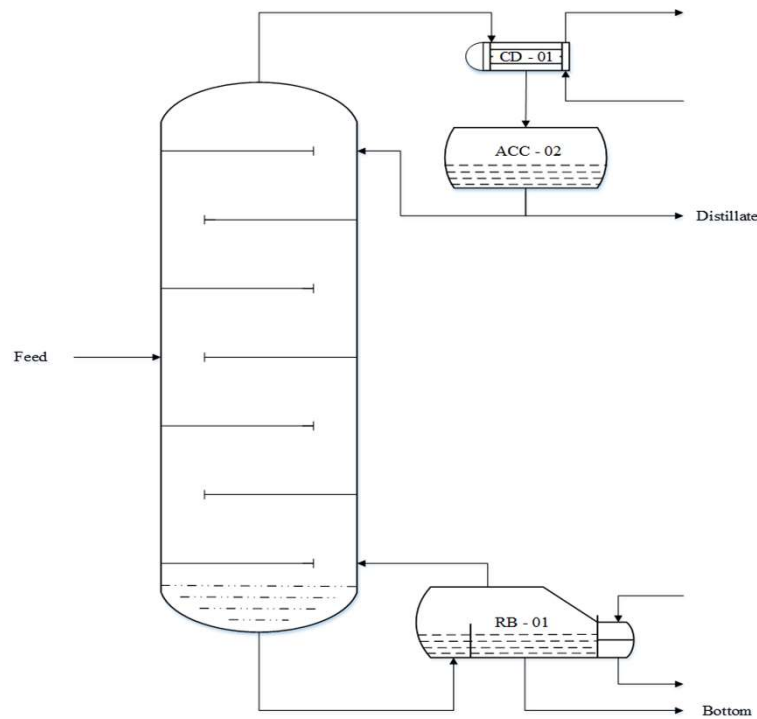
- *Nominal Pipe Size* (NPS) : 2,00 in
- *Schedule Number* (Sch) : 40,00

- *Outside Diameter (OD)* : 2,38 in
- *Inside Diameter (ID)* : 2,07 in

- o *Pipa Fase Berat*

- *Nominal Pipe Size (NPS)* : 0,50 in
- *Schedule Number (Sch)* : 40,00
- *Outside Diameter (OD)* : 0,84 in
- *Inside Diameter (ID)* : 0,62 in

MENARA DISTILASI (MD - 01)



Tugas : Memisahkan metanol dari metil akrilat dan air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 5.996,88 Kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Distillation Column*

Asumsi : 1. Menara distilasi bekerja pada keadaan tunak
 2. Pada setiap plate terjadi kesetimbangan fase
 3. aliran dalam setiap plate konstan molal
 4. Koefisien kesetimbangan fasa mengikuti persamaan $K = P^\circ/P_t$
 Dimana, K = konstanta kesetimbangan fase uap - cair
 P° = tekanan uap (mmHg)
 P_t = tekanan total (mmHg)

1. Neraca Massa

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	43,63	1.396,04	43,56	1.393,95	0,07	2,09
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	0,00	0,00	44,05	3.787,88
H ₂ O	45,16	812,96	0,12	2,09	45,05	810,87
Total	132,84	5.996,88	43,68	1.396,04	89,16	4.600,84
			132,84		5.996,88	

2. Menentukan Kondisi Operasi

Umpan menara distilasi dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu di trial temperatur bubble point feed pada tekanan 1,1 atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^\circ = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta
 P = tekanan uap komponen (mmHg)
 T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
C ₄ H ₆ O ₂	4,70E+01	-3,12E+03	-1,49E+01	7,16E-03	3,45E-14
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan menara terjadi pada keadaan bubble point,

$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1$, Dengan cara trial pada tekanan 836 mmHg (1,1 atm), dicoba :

Trial and error, T = 81,003 °C Pt = 836,0 mmHg
 = 354,00 K = 1,1 atm

CH₃OH :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{354,0} + -13,99 \times \text{Log } 354,00 + \\ & 6,64\text{E-}03 \times 354,00 + -1,05\text{E-}13 \times 125.318,07 \\ &= 3,15 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 1.396,98 \text{ mmHg} \\ K \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{1.396,98}{836,00} \text{ mmHg} \\ &= 1,67 \\ y_i \text{ CH}_3\text{OH} &= 0,33 \times 1,67 \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

C₄H₆O₂ :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 4,70\text{E+}01 + \frac{-3.121,8}{354,0} + -14,860 \times \text{Log } 354,00 + \\ & 7,16\text{E-}03 \times 354,00 + 3,45\text{E-}14 \times 125.318,07 \\ &= 2,88 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 760,46 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_{C_4H_6O_2} &= \frac{760,46}{836,00} \text{ mmHg} \\
 &= 0,91 \\
 y_{i C_4H_6O_2} &= 0,33 \times 0,91 \\
 &= 0,30 \\
 \mathbf{H_2O :} \\
 \text{Log } P^\circ_{H_2O} &= 29,86 + \frac{-3.152,2}{354,0} + -7,30 \times \text{Log } 354,00 + \\
 &\quad 2,42E-09 \times 354,00 + 1,81E-06 \times 125.318,07 \\
 &= 2,57 \text{ mmHg} \\
 P^\circ_{H_2O} &= 367,77 \text{ mmHg} \\
 K_{H_2O} &= \frac{367,77}{836,00} \text{ mmHg} \\
 &= 0,44 \\
 y_{i H_2O} &= 0,34 \times 0,44 \\
 &= 0,15
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh kondisi operasi umpan :

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	43,63	0,328	1,40,E+03	1,67,E+00	0,549	3,80,E+00	5,80,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,332	7,60,E+02	9,10,E-01	0,302	2,07,E+00	3,16,E-01
H ₂ O(l)	45,16	0,340	3,68,E+02	4,40,E-01	0,150	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	132,84	1,000			1,000		

$$\text{Suhu umpan menara} = 81,003 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,00 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan umpan menara} = 1,10 \text{ atm} = 836,00 \text{ mmHg}$$

Kondisi Operasi Atas

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan dew point, digunakan kondensor total

$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1,00$ Dengan cara trial pada tekanan 760 mmHg (1 atm), dicoba :

$$\begin{aligned}
 \text{Trial and error, } T &= \text{##### } ^\circ\text{C} & P_t &= 760,0 \text{ mmHg} \\
 &= 337,76 \text{ K} & &= 1,0 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

CH₃OH :

$$\begin{aligned}
 \text{Log } P^\circ_{CH_3OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{337,8} + -13,99 \times \text{Log } 337,76 + \\
 &\quad 6,64E-03 \times 337,76 + -1,05E-13 \times 114.083,71 \\
 &= 2,88 \text{ mmHg} \\
 P^\circ_{CH_3OH} &= 762,07 \text{ mmHg}
 \end{aligned}$$

$$K_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{762,07}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 1,0027$$

$$y_i_{\text{CH}_3\text{OH}} = 0,9973 \times 1,0027$$

$$= 1,000$$

C₄H₆O₂ :

$$\text{Log } P^\circ_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2} = 4,70\text{E}+01 + \frac{-3.121,8}{337,8} + -14,860 \times \text{Log } 337,76 +$$

$$7,16\text{E}-03 \times 337,76 + 3,45\text{E}-14 \times 114.083,71$$

$$= 2,64 \text{ mmHg}$$

$$P^\circ_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2} = 440,33 \text{ mmHg}$$

$$K_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2} = \frac{440,33}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 0,58$$

$$y_i_{\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2} = 0,00 \times 0,58$$

$$= 0,00$$

H₂O :

$$\text{Log } P^\circ_{\text{H}_2\text{O}} = 29,86 + \frac{-3.152,2}{337,8} + -7,30 \times \text{Log } 337,76 +$$

$$2,42\text{E}-09 \times 337,76 + 1,81\text{E}-06 \times 114.083,71$$

$$= 2,27 \text{ mmHg}$$

$$P^\circ_{\text{H}_2\text{O}} = 184,53 \text{ mmHg}$$

$$K_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{184,53}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 0,24$$

$$y_i_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0027 \times 0,2428$$

$$= 0,0006$$

Maka diperoleh kondisi operasi atas :

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	43,56	0,997	7,62,E+02	1,00,E+00	1,00	4,13,E+00	6,16,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	0,000	4,40,E+02	5,79,E-01	0,00	2,39,E+00	3,78,E-01
H ₂ O(l)	0,12	0,003	1,85,E+02	2,43,E-01	0,00	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	43,68	1,000			1,00		

$$\text{Suhu atas menara} = 64,76 \text{ }^\circ\text{C} = 337,76 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan atas menara} = 1,00 \text{ atm} = 760,00 \text{ mmHg}$$

Kondisi Operasi Bawah

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan bubble point,

$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1,00$ Dengan cara trial pada tekanan 900 mmHg (1,2 atm), dicoba :

$$\begin{aligned} \text{Trial and error, } T &= 95,14 \text{ } ^\circ\text{C} & P_t &= 900,0 \text{ mmHg} \\ &= 368,14 \text{ K} & &= 1,2 \text{ atm} \end{aligned}$$

CH₃OH :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{368,14} + -13,99 \times \text{Log } 368,14 + \\ & 6,64\text{E-}03 \times 368,14 + -1,05\text{E-}13 \times 135.529,46 \\ &= 3,35 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 2.255,02 \text{ mmHg} \\ K \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{2.255,02}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 2,5056 \\ y_i \text{ CH}_3\text{OH} &= 0,0007 \times 2,5056 \\ &= 0,0018 \end{aligned}$$

C₄H₆O₂ :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 4,70\text{E}+01 + \frac{-3.121,8}{368,1} + -14,860 \times \text{Log } 368,14 + \\ & 7,16\text{E-}03 \times 368,14 + 3,45\text{E-}14 \times 135.529,46 \\ &= 3,07 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 1.170,41 \text{ mmHg} \\ K \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \frac{1.170,41}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 1,30 \\ y_i \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 0,49 \times 1,30 \\ &= 0,64 \end{aligned}$$

H₂O :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ H}_2\text{O} &= 29,86 + \frac{-3.152,2}{368,1} + -7,30 \times \text{Log } 368,14 + \\ & 2,42\text{E-}09 \times 368,14 + 1,81\text{E-}06 \times 135.529,46 \\ &= 2,80 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ H}_2\text{O} &= 633,62 \text{ mmHg} \\ K \text{ H}_2\text{O} &= \frac{633,62}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 0,70 \\ y_i \text{ H}_2\text{O} &= 0,5053 \times 0,7040 \\ &= 0,3557 \end{aligned}$$

Maka diperoleh kondisi operasi bawah :

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	0,07	0,001	2,26,E+03	2,51,E+00	0,002	3,56,E+00	5,51,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,494	1,17,E+03	1,30,E+00	0,642	1,85,E+00	2,67,E-01
H ₂ O(l)	45,05	0,505	6,34,E+02	7,04,E-01	0,356	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	89,16	1,000			1,000		

Suhu bawah menara = 95,143 °C = 368,14 K

Tekanan bawah menara = 1,18 atm = 900,00 mmHg

3. Menentukan Relatif Volatilitas Rata-rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{top} \times \alpha_{bottom})^{1/2} \quad (\text{Coulson, 1985})$$

keterangan :

α_{avg} = Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bot} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka diperoleh nilai :

Komponen	Alpha Top	Alpha Bottom	Alpha Avg
CH ₃ OH (l)	4,1297	3,5589	3,8337
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	2,3862	1,8472	2,0995
H ₂ O(l)	1,0000	1,0000	1,0000
Total	7,5160	6,4061	6,9332

4. Menentukan *Light Key* Komponen dan *Heavy Key* Komponen

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light Key = CH₃OH

Heavy Key = H₂O

Dari persamaan Shiras et. Al (Treybal, pers 9.164), key komponen dapat ditentukan

sebagai berikut :

$$\frac{X_{j,D} D}{Z_{j,F} F} = \frac{\alpha_j - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{lk,D} D}{Z_{lk,F} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_j}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{hk,D} D}{Z_{hk,F} F}$$

keterangan :

$X_{j,D}$ = Fraksi mol komponen j di distilat

$Z_{j,F}$ = Fraksi mol komponen j di umpan

α = *Relative volatility*

D = Jumlah distilat (kmol/jam)

F = jumlah umpan (kmol/jam)

CH₃OH :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{3,8337 - 1}{3,8337 - 1} \times \frac{0,997 \times 43,68}{0,328 \times 132,84} + \frac{3,8337 - 3,8337}{3,8337 - 1} \times \frac{0,003 \times 43,68}{0,340 \times 132,84}$$

$$= 0,9985$$

C₄H₆O₂ :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{2,0995 - 1}{3,8337 - 1} \times \frac{0,997 \times 43,68}{0,328 \times 132,84} + \frac{3,8337 - 2,0995}{3,8337 - 1} \times \frac{0,003 \times 43,68}{0,340 \times 132,84}$$

$$= -0,3890$$

H₂O :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{1,0000 - 1}{3,8337 - 1} \times \frac{0,997 \times 43,68}{0,328 \times 132,84} + \frac{3,8337 - 1,0000}{3,8337 - 1} \times \frac{0,003 \times 43,68}{0,340 \times 132,84}$$

$$= 0,0026$$

Syarat :

- a. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F}$ antara -0,01 dan 1,01, maka komponen akan terdistribusi ke dalam dua hasil yaitu hasil atas dan hasil bawah.
- b. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} > 1,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil atas.
- c. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} < -0,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil bawah.

Berdasarkan hasil diatas, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

Komponen	Fi kmol/jam	Di kmol/jam	Alpha Avg	$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F}$	Keterangan
CH ₃ OH (l)	43,63	43,56	3,8337	0,9985	Atas Bawah
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,00	2,0995	-0,3890	Bawah
H ₂ O(l)	45,16	0,12	1,0000	0,0026	Atas Bawah
Total	132,84	43,68	6,93		

Kesimpulan :

Light Key Komponen = CH₃OHHeavy Key Komponen = H₂O

5. Menentukan Distribusi *Non-Key Component*

Dengan menggunakan Fenske *equation* oleh Hengstebeck dan Geddes :

$$\log \left(\frac{D_i}{B_i} \right) = A + C \log \alpha_i$$

Kondisi batas adalah LK dan HK :

$$D_i = \frac{F_i}{(B_i/D_i + 1)} \quad B_i = \frac{F_i}{(D_i/B_i + 1)}$$

	Di kmol/jam	Bi kmol/jam	α Avg	Log (Di/Bi)	Log α avg
LK	43,56	0,07	3,83	2,82	0,58
HK	0,12	45,05	1,00	-2,59	0,00

Dari persamaan LK :

$$2,82 = A + 0,58 C$$

Dari persamaan HK :

$$-2,59 = A + 0,00$$

$$A = -2,59$$

$$\text{Maka } C = \frac{2,82 + 2,59}{0,58}$$

$$= 9,27$$

Maka didapat :

Komponen	Fi (kmol/jam)	α i	Di / Bi	Bi	Di
CH ₃ OH (l)	43,63	3,83	665,67	0,07	43,56
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	2,10	0,00	44,05	0,00
H ₂ O(l)	45,16	1,00	0,00	45,05	0,12
Total	132,84	6,93	665,67	89,16	43,68

6. Menentukan Jumlah Plate Minimum

Dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Fenske (Coulson, pers 11.58)

$$S_m = \frac{\log \left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right]_a \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right]_b}{\log \alpha_{avg}}$$

Keterangan :

S_m = Jumlah stage minimum (termasuk boiler)

X_{lk} = Fraksi mol komponen kunci ringan

X_{hk} = Fraksi mol komponen kunci berat

α_{lk} = Volatilitas relatif rerata

Indeks :

D = Distilat

B = Bottom

Maka,

$$S_m = \frac{\log \left[\frac{0,9973}{0,0027} \right]_d \left[\frac{0,5053}{0,0007} \right]_b}{\log 6,93}$$

$$= 8,68$$

$$N_m + 1 = S_m$$

$$N_m = S_m - 1$$

$$= 8,68 - 1$$

$$= 7,68 \approx 8 \text{ plate}$$

7. Reflux Minimum

Dihitung menggunakan persamaan Underwood (Coulson, pers 11,61) :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta}$$

Keterangan :

- q = Kondisi termal umpan (panas yang diperlukan untuk menjadikan 1 mol umpan uap jenuh / panas laten molal)
- q = 1, bila umpan dalam keadaan cair jenuh
- q = 0, bila umpan dalam keadaan uap jenuh
- α = Volatilitas relatif rata-rata
- θ = Konstanta Underwood

Umpan masuk menara pada keadaan bubble point (titik didih), maka $q = 1$

Dengan cara trial dan error dicari harga θ sampai didapat nilai $q = 1$

$$\text{Trial dan error } \theta = 2,7869$$

$$0 = \frac{3,8337 \times 0,3284}{3,8337 - 2,7869} + \frac{2,0995 \times 0,3316}{2,0995 - 2,7869} + \frac{1,0000 \times 0,3400}{1,0000 - 2,7869}$$

$$0 = 1,2028 + -1,0126 + -0,1903$$

$$= -0,0001$$

8. Reflux Ratio Minimum (R_{\min})

Dihitung dengan persamaan Underwood (Coulson, pers 11.60) :

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{avg} x_{i,d}}{\alpha_{avg} - \theta}$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_{avg}	$\sum \frac{\alpha_{avg} x_{i,d}}{\alpha_{avg} - \theta}$
CH ₃ OH (l)	0,9973	3,8337	3,6526

C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	2,0995	0,0000
H ₂ O (l)	0,0027	1,0000	-0,0015
Total	1,0000	6,9332	3,6511
R _{min} + 1			3,6511

$$\begin{aligned}
 R_{\min} + 1 &= 3,65 \\
 R_{\min} &= 3,65 - 1 \\
 &= 2,65
 \end{aligned}$$

9. Reflux Operasi (R)

Reflux ratio operasi untuk pendingin air berkisar antara 1,2 sampai 1,3 dikali R_{min}

Berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Design, Mc Graw Hill, New York, 1991, hal 102

Dipilih : 1,2

$$\begin{aligned}
 \text{Reflux Operasi} &= 1,2 \times R_{\min} \\
 &= 1,2 \times 2,65 \\
 &= 3,18
 \end{aligned}$$

10. Jumlah Plate Teoritis

Diperoleh dengan korelasi Gilliland, grafik diperoleh dari Ludwig, E.E, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, Gulf Publishing, Houston, 1987, Ed III, Vol 2, Hal 30

$$\begin{aligned}
 \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} &= \frac{3,18 - 2,65}{3,18 + 1,00} \\
 &= 0,13
 \end{aligned}$$

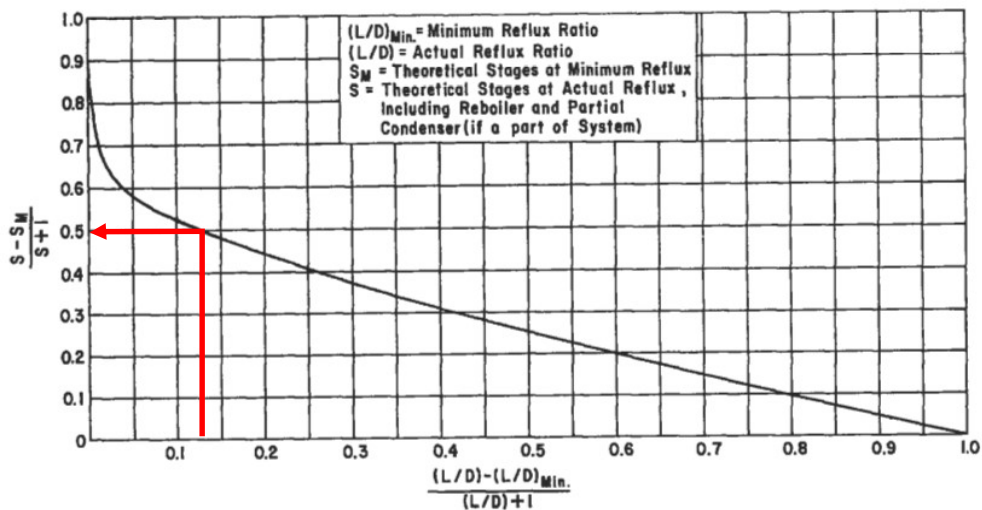


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

Dari grafik diperoleh :

$$\frac{N_{ideal} - N_{min}}{N_{ideal} + 1} = 0,5$$

$$N_{min} = 8,68$$

$$N_{ideal} = \frac{8,68}{1 - 0,5}$$

$$= 17,37 \approx 17 \text{ plate}$$

Cek N_{ideal} / N_{min} harus masuk dalam range yaitu 1,8 - 2,5

$$\frac{N_{ideal}}{N_{min}} = \frac{17}{8}$$

$$= 2,13 \text{ (masih masuk dalam range)}$$

11. Efisiensi Plate

Didekati dengan cara O'Connell. Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 701. (tentang hubungan antara $\alpha_f \times \mu_f$ dengan efisiensi plate)

$$E_o = 51 - 32,5 \log (\mu_a \alpha_a)$$

Keterangan :

α_f = Volatilitas relatif dalam umpan

μ_f = Volatilitas rerata dalam umpan

Viskositas umpan : T = 354,00 K

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,2888
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	0,2484
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,3478

μ rerata dalam umpan menara :

Komponen	X_F	μ_F (cP)	α_F	$X_F \mu_F \alpha_F$
CH ₃ OH (l)	0,3284	0,2888	3,7985	0,3603
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3316	0,2484	2,0678	0,1703
H ₂ O (l)	0,3400	0,3478	1,0000	0,1182
Total	1,0000			0,6489

$$E_o = 51 - 32,5 \times \text{Log } \mu_a \alpha_a$$

$$= 51 - 32,5 \times \text{Log } 0,649$$

$$= 51 - 32,5 \times -0,188$$

$$= 57,11 \%$$

12. Jumlah Plate Aktual

$$N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{eff}$$

Keterangan :

Eff = Efisiensi plate

N_{aktual} = Jumlah plate aktual

N_{ideal} = Jumlah plate ideal

Maka :

$$\begin{aligned} N_{aktual} &= \frac{17}{0,57} \\ &= 29,77 \approx 30 \text{ plate (tidak dengan reboiler)} \end{aligned}$$

13. Letak Plate Umpan

Dihitung menggunakan persamaan Kirk Bridge,

Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 676

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,hk}}{x_{f,lk}} \right) \left(\frac{x_{B,lk}}{x_{D,hk}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Kecepatan mol bottom (kmol/jam)

D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

N_r = Jumlah plate pada seksi *rectifying*

N_s = Jumlah plate pada seksi *stripping*

Indeks :

B = Bottom

D = Distilat

F = Feed

hk = Heavy Key

lk = Light Key

$$\begin{aligned} \log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] &= 0,206 \log \left[\left(\frac{89,16}{43,64} \right) \left(\frac{0,340}{0,328} \right) \left(\frac{0,001}{0,003} \right)^2 \right] \\ &= -0,1637 \end{aligned}$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{-0,1637} = 0,69$$

$$N_r = 0,69 \times N_s$$

$$N_r + N_s = 30$$

$$0,69 N_s + N_s = 30$$

$$1,69 N_s = 30$$

$$N_s = \frac{30}{1,69}$$

$$N_s = 17,79 \approx 18$$

$$N_r = 30 - 18 = 12$$

Maka diperoleh jumlah plate teoritis :

Seksi rectifying = 12 plate

Seksi stripping = 18 plate

Reboiler = 1 plate

14. Tegangan Permukaan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\sum = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

σ = Tegangan permukaan (N / m)

tho a, b, c, d, e = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

Persamaan data diperoleh dari yaws :

Komponen	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	68,329	512,58	1,2222
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	58,83	536	1,092
H ₂ O (l)	132,674	647,13	0,955

- Perhitungan tegangan permukaan (σ) atas

$$T = 337,76 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Sigma	xi × Sigma
CH ₃ OH (l)	0,9973	27,29	27,2167
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	23,30	0,0000
H ₂ O (l)	0,0027	61,37	0,1635
Total	1,0000	111,96	27,3801

$$\sigma \text{ atas} = 27,38 \frac{\text{mN}}{\text{m}} = 0,0274 \text{ N/m}$$

- Perhitungan tegangan permukaan (σ) bawah

$$T = 368,14 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Sigma	xi × Sigma
CH ₃ OH (l)	0,0007	22,73	0,0167
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4940	19,80	9,7794
H ₂ O (l)	0,5053	55,26	27,9192
Total	1,0000	97,79	37,7153

$$\sigma \text{ atas} = 37,72 \frac{\text{mN}}{\text{m}} = 0,0377 \text{ N/m}$$

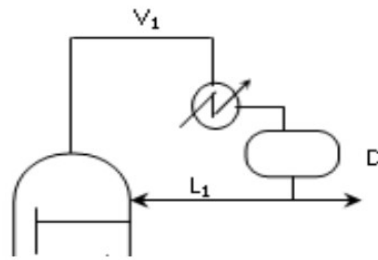
15. Dimensi Menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara.

a. Puncak Menara

Sketsa Permasalahan

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1,00 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} \\ T_{\text{uap}} &= 64,76 \text{ }^{\circ}\text{C} = 337,76 \text{ K} \\ T_{\text{cairan}} &= 64,08 \text{ }^{\circ}\text{C} = 337,08 \text{ K} \end{aligned}$$



Neraca massa :

$$\begin{aligned} V_1 &= L_0 + D \\ V_2 &= L_1 + D \\ V_3 &= L_2 + D \\ V_n &= L_{n-1} + D \\ V_{n+1} &= L_n + D \end{aligned}$$

Untuk aliran konstan molal :

$$\begin{aligned} V &= V_1 = V_2 = V_3 = V_n = V_{n+1} \\ L_0 &= L_1 = L_2 = L_3 = L_n = L \end{aligned}$$

Neraca komponen pada puncak menara :

$$Vy_{1,i} = Lx_{0,i} + Dxd_i$$

Keterangan :

- D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)
- V = Kecepatan mol uap (kmol/jam)
- x_o = Fraksi mol masing-masing komponen pada cairan reflux
- x_d = Fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

$$\begin{aligned} V &= L_o + D \\ L_o &= R_{op} \\ \hline D & \\ V &= (R_{op} + 1) D \\ V &= 3,18 + 1 \times 43,68 \text{ kmol/jam} \\ &= 182,63 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung menggunakan persamaan $V_i = X_i V$

- V = Kecepatan mol uap total (kmol/jam)
- V_i = Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

X_i = Fraksi mol masing-masing komponen

V = 182,63 kmol/jam

Komponen	BM	X_i (mol)	kmol/jam	Kg/jam	X_i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,9973	182,14	5.828,54	0,9985
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,0000	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O (l)	18	0,0027	0,49	8,76	0,0015
Total		1,0000	182,63	5.837,30	1,0000

Komposisi Fase Cair :

Dihitung menggunakan persamaan $L_i = V_i - D_i$

L_i = Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

Komponen	BM	L_i , kmol/jam	X_i (mol)	kg/jam	X_i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	138,58	0,9973	4.434,60	0,9985
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,00	0,0000	0,00	0,0000
H ₂ O (l)	18	0,37	0,0027	6,66	0,0015
Total		138,95	1,0000	4.441,26	1,0000

Tinjauan Fase Uap

P_{operasi} = 1,00 atm = 1,01 bar

T_{operasi} = 64,76 °C = 337,76 K

Massa Molekul Campuran :

$$\begin{aligned}
 M_{wv} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} \\
 &= \frac{5.837,30 \text{ kg/jam}}{182,63 \text{ kmol/jam}} \\
 &= 31,96 \text{ kg/kmol}
 \end{aligned}$$

Rapat Massa Fase Uap :

Didekati menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{M_{wv} \times P_t}{R_g \times T}$$

Keterangan :

ρ_g = Rapar massa fase uap (kg/m³)

M_{wv} = Massa molekul uap (kg/kmol)

P_t = Tekanan total (bar)

R_g = Konstanta gas ideal ($\text{m}^3\text{bar/kmol.K}$)

T = Suhu operasi (K)

Maka :

$$\begin{aligned}\rho_g &= \frac{31,96 \text{ kg/kmol} \times 1,01 \text{ bar}}{0,0821 \text{ m}^3\text{bar/kmol.K} \times 337,76 \text{ K}} \\ &= \frac{32,39}{27,73} \\ &= 1,17 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tinjauan Fase Cair

P_{operasi} = 1,00 atm = 1,01 bar

T_{operasi} = 64,08 °C = 337,08 K

Rapat Massa Fase Uap :

Dihitung menggunakan persamaan Yaws, 1999 :

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	T_c	ρ (kg/m^3)
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	749,98
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	899,25
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	991,07

Komponen	Massa	ρ_l (kg/m^3)	M / ρ
CH ₃ OH (l)	4.434,60	749,98	5,91
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	899,25	0,00
H ₂ O (l)	6,66	991,07	0,01
Total	4.441,26		5,92

$$\begin{aligned}\rho_l &= \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \\ &= \frac{4.441,26 \text{ kg/jam}}{5,92 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 750,26 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tegangan Muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\tau = \sum_{i=1}^4 X_{\text{massa}_i} \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

X_{massa} = Fraksi massa indeks

i = Komponen

Komponen	kg/jam	X_{massa}	τ	$X_{massa} \cdot \tau$
CH ₃ OH (l)	4.434,60	0,9985	27,29	27,25
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	0,0000	23,30	0,00
H ₂ O (l)	6,66	0,0015	61,37	0,09
Total	4.441,26	1,000	111,96	27,34

Parameter Flooding

$$Flv = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

(Towler. G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 720)

Keterangan :

L = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = Kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m³)

$$Flv = \frac{4.441,26 \text{ kg/jam}}{5.837,30 \text{ kg/jam}} \times \left(\frac{1,17 \text{ kg/m}^3}{750,26 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5}$$

$$= 0,0300$$

Parameter kecepatan flooding diperoleh dari fig. 11.29 :

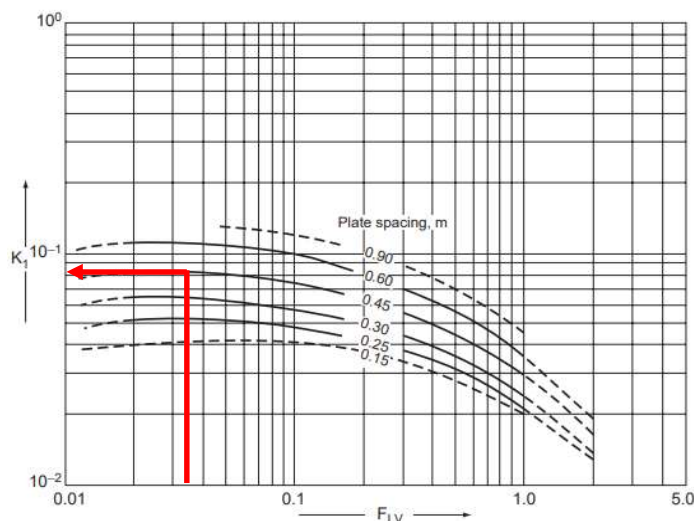


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Dicoba jarak antar plate (*tray spacing*) adalah 0,45 m

Dari Figure 11.29 diatas, diperoleh $K_1 = 0,081$ m/s

Kecepatan Uap Maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Uf = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11,81. Towler, dan Sinnott, halaman 720

Keterangan :

K_1 = Parameter kecepatan flooding (m/s)

Uf = Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m^3)

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

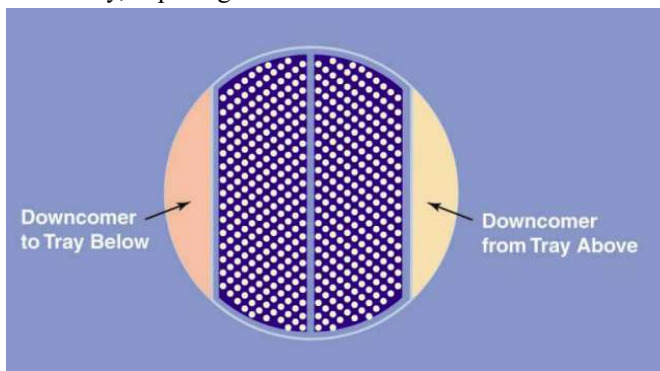
$$\begin{aligned} Uf &= 0,0810 \text{ m/s} \left(\frac{750,26 \text{ kg/m}^3 - 1,17 \text{ kg/m}^3}{1,17 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \left(\frac{27,34 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \\ &= 2,18 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan Volume Uap

$$\begin{aligned} Q_{uap} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \\ &= \frac{5.837,30 \text{ kg/jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s}}{1,17 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,39 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Luas Penampang menara :

Sieve tray, dapat digambarkan dibawah ini.



Luasan yang ditempati oleh Downcomer berkisar 10 - 20% dari luasan menara

Dirancang : Downcomer menempati 20% dari luas total

Kecepatan Operasi Uap

Berkisar antara 60 - 80% kecepatan linier maksimum (Towler and Sinnott, hal. 720)

Dirancang : 80% kecepatan minimum

$$\begin{aligned} U_{op} &= 80\% \times 2,18 \text{ m/s} \\ &= 1,75 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas Area

Net Area (A_n)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{Q_{uap}}{80\% U_{op}} \\ &= \frac{1,39 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \cdot 1,75 \text{ m/s}} \\ &= 0,99 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

A_n = Luas penampang (m^2)

Q_{uap} = Kecepatan volume uap (m^3/s)

U_{op} = Kecepatan linier uap (m/s)

Luas Downcomer (A_t) adalah 20% dari luar total

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{A_n}{1 - 0,2} \\ &= \frac{0,99 \text{ m}^2}{1 - 0,2} \\ &= 1,24 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter Menara

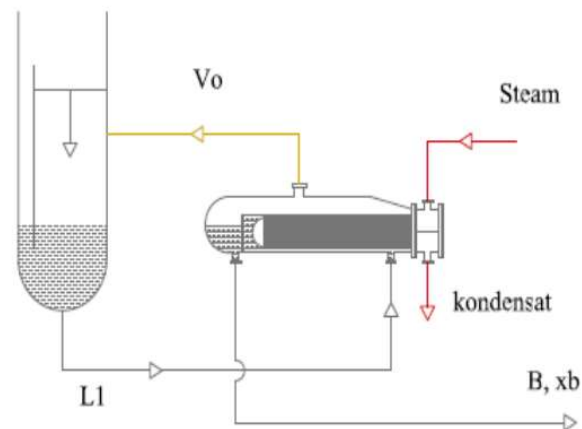
$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt{\frac{4 \times A_t}{\pi}} \\ &= \left(\frac{4 \times 1,24 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 1,26 \text{ m} \end{aligned}$$

Perancangan Plate

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter column (Dc)} &= 1,26 \text{ m} \\
 \text{Luas penampang column (At)} &= 1,24 \text{ m}^2 \\
 \\
 \text{Luas downcomer (Ad)} &= 20\% \times \text{At} \\
 &= 20\% \times 1,24 \text{ m}^2 \\
 &= 0,25 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas net area (An)} &= 0,99 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas area aktif (Aa)} &= \text{At} - 2 \times \text{Ad} \\
 &= 1,24 \text{ m}^2 - 2 \times 0,25 \text{ m}^2 \\
 &= 0,75 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas hole area (Ah)} &= 5\% \times \text{Aa} \\
 &= 0,05 \times 0,75 \text{ m}^2 \\
 &= 0,04 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Dasar Menara

Sketsa Permasalahan :



Keterangan :

- L_1 = Kecepatan massa cairan (kg/jam)
- V_0 = Kecepatan massa uap (kg/jam)
- B = Kecepatan massa residu (kg/jam)
- X_i = Fraksi mol pada fase cair
- Y_i = Fraksi mol pada fase uap
- X_b = Fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu Residu (keluar Reboiler)} &= 95,14 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,143 \text{ K} \\
 \text{Tekanan Operasi} &= 1,18 \text{ atm} = 1,20 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Komposisi hasil bawah menara distilasi :

Komponen	BM	kmol/jam	X _i (mol)	kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,07	0,0007	2,09	0,0005
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	44,05	0,4940	3.787,88	0,8233
H ₂ O (l)	18	45,05	0,5053	810,87	0,1762
Total		89,16	1,0000	4.600,84	1,0000

Menentukan komposisi uap yang keluar dari Reboiler (V₀) :

Kecepatan mol V₀ = Kecepatan mol V₁, karena aliran konstan molal

Maka V₀ = 182,63 kmol/jam

Komposisi uap terdiri dari :

Komponen	BM	X _i (mol)	kmol/jam	Kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,0007	0,13	4,29	0,0005
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,4940	90,22	7.758,90	0,8233
H ₂ O (l)	18	0,5053	92,27	1.660,94	0,1762
Total		1,0000	182,63	9.424,14	1,0000

Komposisi fase cair masuk Reboiler :

Dihitung dari neraca massa, L_i = V_i + B_i

B_i = Kecepatan massa residu reboiler (kmol/jam)

L_i = Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

V_i = Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Komponen	BM	L _i , kmol/jam	X _i (mol)	kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,20	0,0007	6,38	0,0005
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	134,26	0,4940	11.546,78	0,8233
H ₂ O (l)	18	137,32	0,5053	2.471,81	0,1762
Total		271,79	1,0000	14.024,98	1,0000

Suhu Masuk Reboiler

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \times x_i = 1$

T_{didih} = 95,14 °C = 368,14 K

P_{total} = 1,20 bar = 900,00 mmHg

Komponen	X_i (mol)	P_{uap}	$K_i = P_{uap}/P_{tot}$	$y_i = k_i \times x_i$
CH ₃ OH (l)	0,0007	2.255,02	2,51	0,0018
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4940	1.170,41	1,30	0,6424
H ₂ O (l)	0,5053	633,62	0,70	0,3557
Total	1,0000	4.059,05	4,51	1,0000

Tinjauan Fase Uap

$$P_{operasi} = 1,20 \text{ bar}$$

$$T_{operasi} = 95,14 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,14 \text{ K}$$

Massa Molekul Campuran :

$$M_{wv} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} = \frac{9.424,14 \text{ kg/jam}}{182,63 \text{ kmol/jam}} = 51,60 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap :

Didekati menggunakan persamaan gas ideal

$$\rho_g = \frac{M_{wv} \times P_t}{R_g \times T}$$

Keterangan :

$$\rho_g = \text{Rapar massa fase uap (kg/m}^3\text{)}$$

$$M_{wv} = \text{Massa molekul uap (kg/kmol)}$$

$$P_t = \text{Tekanan total (bar)}$$

$$R_g = \text{Konstanta gas ideal (m}^3\text{bar/kmol.K)}$$

$$T = \text{Suhu operasi (K)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{51,60 \text{ kg/kmol} \times 1,20 \text{ bar}}{0,0821 \text{ m}^3\text{bar/kmol.K} \times 368,14 \text{ K}} \\ &= \frac{61,92}{30,22} \\ &= 2,05 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tinjauan Fase Cair

$$P_{operasi} = 1,20 \text{ bar}$$

$$T_{operasi} = 95,14 \text{ } ^\circ\text{C} = 368,14 \text{ K}$$

Rapat Massa Fase Cair :

Dihitung menggunakan persamaan Yaws, 1999 :

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
CH ₃ OH (l)	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	716,96
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3215	0,2553	0,2857	536,00	856,50
H ₂ O (l)	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	960,64

Komponen	Massa	ρ_l (kg/m ³)	M / ρ
CH ₃ OH (l)	6,38	716,96	0,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	11.546,78	856,50	13,48
H ₂ O (l)	2.471,81	960,64	2,57
Total	14.024,98		16,06

$$\begin{aligned} \rho_l &= \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \\ &= \frac{14.024,98 \text{ kg/jam}}{16,06 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 873,10 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tegangan Muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\tau = \sum_{i=1}^4 X_{massa_i} \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

X_{massa} = Fraksi massa indeks

i = Komponen

Komponen	kg/jam	X_{massa}	τ	$X_{massa} \cdot \tau$
CH ₃ OH (l)	6,38	0,0005	22,73	0,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	11.546,78	0,8233	19,80	16,30
H ₂ O (l)	2.471,81	0,1762	55,26	9,74
Total	14.024,98	1,0000	97,79	26,05

Parameter Flooding

$$Flv = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

(Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 720)

Keterangan :

L = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = Kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m³)

$$\begin{aligned} Flv &= \frac{14.024,978 \text{ kg/jam}}{9.424,137 \text{ kg/jam}} \times \left(\frac{2,0486 \text{ kg/m}^3}{873,1 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \\ &= 0,0721 \end{aligned}$$

Parameter kecepatan flooding diperoleh dari fig. 11.29 :

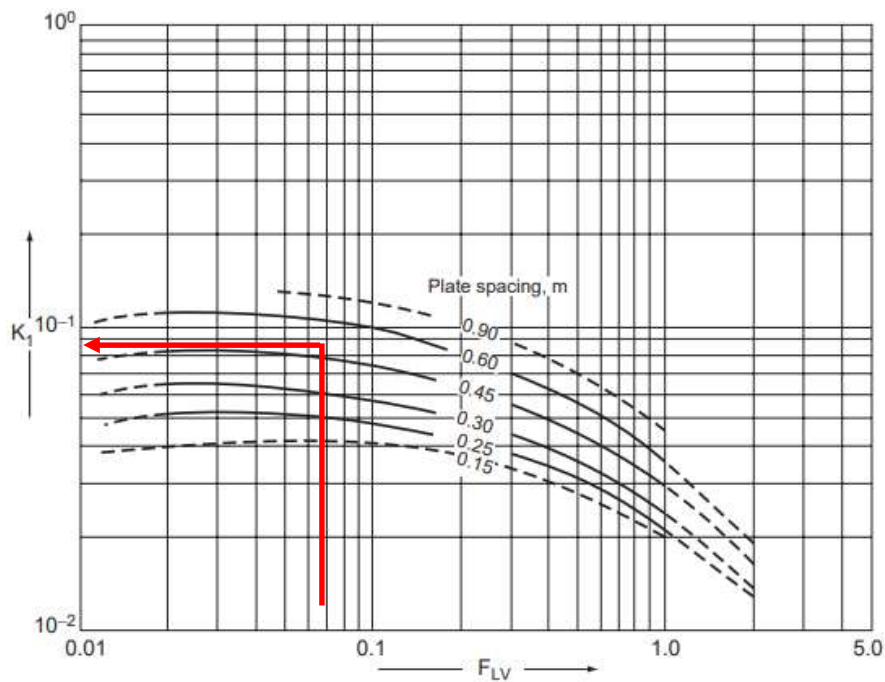


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Dicoba jarak antar plate (*tray spacing*) adalah 0,45 m

Dari Figure 11.29 diatas, diperoleh $K_1 = 0,079 \text{ m/s}$

Kecepatan Uap Maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Uf = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11,81. Towler, dan Sinnott, halaman 720

Keterangan :

K_f = Parameter kecepatan flooding (m/s)

U_f = Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m^3)

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

$$U_f = 0,079 \text{ m/s} \left(\frac{873,10 \text{ kg/m}^3 - 2,05 \text{ kg/m}^3}{2,05 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \left(\frac{26,047 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 1,72 \text{ m/s}$$

Kecepatan Volume Uap

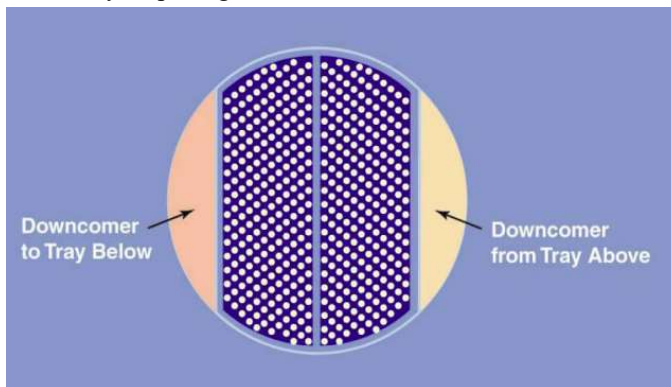
$$Q_{uap} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}}$$

$$= \frac{9.424,14 \text{ kg/jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s}}{2,05 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,28 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas Penampang menara :

Sieve tray, dapat digambarkan dibawah ini.



Luasan yang ditempati oleh Downcomer berkisar 10 - 20% dari luasan menara

Dirancang : Downcomer menempati 20% dari luas total

Kecepatan Operasi Uap

Berkisar antara 60 - 80% kecepatan linier maksimum (Towler and Sinnott, hal. 720)

Dirancang : 80% kecepatan minimum

$$U_{op} = 80\% \times 1,72 \text{ m/s}$$

$$= 1,37 \text{ m/s}$$

Luas AreaNet Area (A_n)

$$A_n = \frac{Quap}{80\% \cdot Uop} = \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \cdot 1,37 \text{ m/s}}$$

$$= 1,16 \text{ m}^2$$

Keterangan :

 A_n = Luas penampang (m^2) $Quap$ = Kecepatan volume uap (m^3/s) Uop = Kecepatan linier uap (m/s)Luas Downcomer (A_t) adalah 20% dari luar total

$$A_t = \frac{A_n}{1 - 0,2}$$

$$= \frac{1,16 \text{ m}^2}{1 - 0,2}$$

$$= 1,45 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$Dt = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$= \left(\frac{4 \times 1,45 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$= 1,36 \text{ m}$$

Perancangan Plate

$$\begin{aligned} \text{Diameter column (Dc)} &= 1,36 \text{ m} \\ \text{Luas penampang column (At)} &= 1,45 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (Ad)} &= 20\% \times At \\ &= 20\% \times 1,45 \text{ m}^2 \\ &= 0,29 \text{ m}^2 \\ \text{Luas net area (An)} &= 1,16 \text{ m}^2 \\ \text{Luas area aktif (Aa)} &= At - 2 \times Ad \\ &= 1,45 \text{ m}^2 - 2 \times 0,29 \text{ m}^2 \\ &= 0,87 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole area (Ah)} &= 5\% \times Aa \\ &= 0,05 \times 0,87 \text{ m}^2 \\ &= 0,04 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dengan demikian, maka diambil diameter menara bawah dikarenakan diameter yang paling besar dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter column (D_c)	=	1,36	m
Luas penampang column (A_t)	=	1,45	m ²
Luas downcomer (A_d)	=	0,29	m ²
Luas net area (A_n)	=	1,16	m ²
Luas area aktif (A_a)	=	0,87	m ²
Luas hole area (A_h)	=	0,04	m ²

16. Evaluasi Seksi Rectifying (Menara Atas)

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1,01 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{dew}} = 337,76 \text{ K}$$

a. Perancangan Plate (Tray)

Data lubang perforated dan tebal tray :

Diameter lubang perforated berkisar antara 1/16 – 1 in dan tebal tray berkisar antara 12 – 16 Gage (Kister, H.Z., 1991, halaman 146-148)

Dipilih diameter lubang perforated, $D_0 = 3/16 \text{ in} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler and Sinnott, 2008, Chemical Engineering Design Principles, New York : Mc Graw Hill, halaman 727)

Lubang perforated disusun secara triangular dengan pitch = $4 D_0$

Pitch berkisar antara 2 – 4 D_0 (Towler and Sinnott, halaman 727)

$$D_0 = \frac{3}{16} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 4 \times D_0 = 4 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$

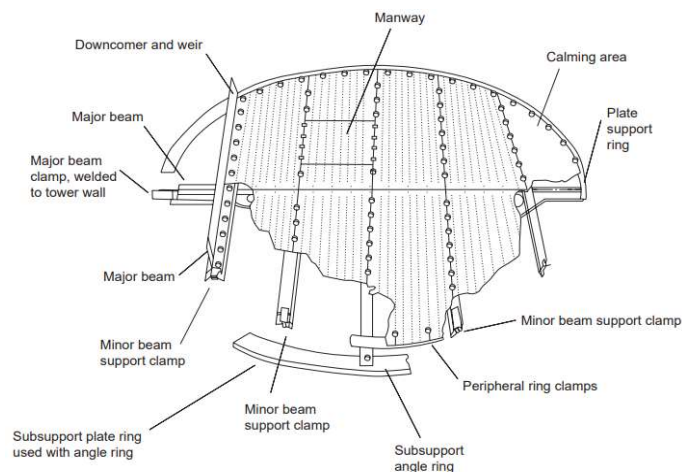


Figure 11.24. Typical sectional plate construction.

Luas lubang perforated total/hole area (Ah)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} Ah &= Aa \times \left(\frac{D_0}{\text{Pitch}} \right)^2 \\ &= 0,87 \text{ m}^2 \times \left(\frac{0,0048 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 0,05 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$Ah = \text{Luas lubang perforated total (m}^2\text{)}$$

$$D_0 = \text{Diameter lubang perforated (m)}$$

$$\text{Pitch} = \text{Jarak antar 2 lubang perforated (m)}$$

Mencari Panjang dan Tinggi Weir

Berdasarkan literatur, panjang Weir normalnya berkisar antara 0,6 - 0,85 dari diameter column (Dc), maka dipilih 0,75 (Coulson & Richardson, 1999)

$$\begin{aligned} L_{\text{weir}} &= 0,75 \times Dc \\ &= 0,75 \times 1,36 \text{ m} \\ &= 1,02 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk kolom yang beroperasi diatas tekanan atmosferik, tinggi Weir normalnya berada pada kisaran 40 - 90 mm

$$\text{Dipilih : Tinggi Weir (hw)} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

b. Check Weeping

$$\begin{aligned} \text{Maximum liquid rate} &= \frac{4.441,26 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ detik/jam}} \\ &= 1,23 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum liquid rate} &= 0,8 \times 1,23 \text{ kg/detik} \\ &= 0,99 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$L_{\text{weir}} = 1,02 \text{ m}$$

Maximum how :

$$\begin{aligned} \text{how max} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{1,23}{750,26 \times 1,02} \right)^{2/3} \\ &= 10,31 \text{ mm} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

Minimum how :

$$\begin{aligned}
 \text{how min} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{weir}} \right)^{2/3} \\
 &= 750 \left(\frac{0,99}{750,26 \times 1,02} \right)^{2/3} \\
 &= 8,88 \text{ mm} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada kecepatan minimum} = h_w + \text{how} &= 40 + 8,88 \text{ mm} \\
 &= 48,88 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

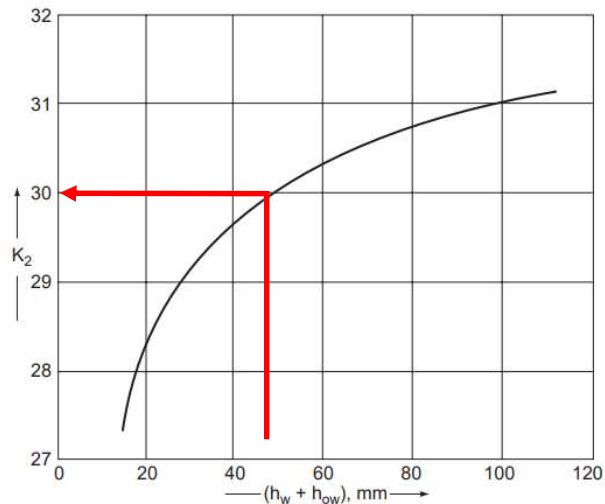


Figure 11.32. Weep-point correlation (Edujee, 1959).

Berdasarkan figure 11.32 (Coulson & Richardson), diperoleh harga $K_2 = 29,85$

Dari persamaan 11.84 (Towler and Sinnott) :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{(K_2 - 0,9 (25,4 - d_h))}{(\rho_V)^{0,5}} \\
 &= \frac{(29,85 - 0,9 (25,4 - 5))}{1,17^{0,5}} \\
 &= 10,63 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

U_h = Vapor velocity through the holes (m/s)

d_h = Hole diameter (mm)

K_2 = Konstanta

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volume minimum uap} &= 0,8 \times Q_v \\
 &= 0,8 \times 1,39 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 1,11 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aktual minimum vapor velocity} &= \text{Min. Vapor Rate} / Ah \\
 &= 1,11 \text{ m}^3/\text{detik} / 0,04 \text{ m}^2 \\
 &= 25,48 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Maka kecepatan aktual uap minimum > weep point

c. Pressure Drop (ΔH_T)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta HT = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau$$

Van Winkle, M, Distillation, Mc Graw Hill, New York, 1967, halaman 507

- ΔHT = Pressure drop total (m)
- h_o = Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)
- h_{ow} = Tinggi cairan diatas weir (m)
- $h\tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan (m)
- β = Faktor aerasi
- Δ = Kemiringan ketinggian cairan diatas tray

Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{Uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho l}$$

Van Winkle, halaman 519

Keterangan :

- Co = Koefisien uap lewat lubang perforated
- Uh = Kecepatan linier uap melewati lubang perforated (ft/s)
- ρv = Rapat massa uap (kg/m^3)
- ρl = Rapat massa cair (kg/m^3)

Kecepatan volume uap pada puncak menara, $Q_v = 1,39 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
 Uh &= \frac{1,39 \text{ m}^3/\text{s}}{0,05 \text{ m}^2} \\
 &= 25,48 \text{ m/s} \\
 &= 83,58 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan figure 11.36 (Towler and Sinnott)

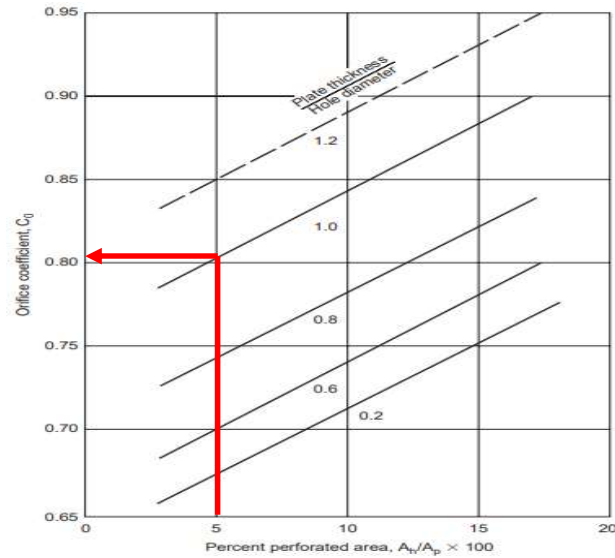


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

$$\text{Tebal Plate} = 5 \text{ mm}$$

$$D_0 = 5 \text{ mm}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D_0} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Net area}} = \frac{0,04 \text{ m}^2}{0,87 \text{ m}^2} \times 100\% = 5,0 \%$$

Diperoleh harga $C_o = 0,805$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{83,58 \text{ ft/s}}{0,81 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{1,17 \text{ kg/m}^3}{750,26 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,186 \text{ in} \times 10.780 \times 0,0016 \\ &= 3,12 \text{ in} \\ &= 0,08 \text{ m} \end{aligned}$$

Faktor Aerasi

Diperoleh dengan bantuan figure 13.16, Van Winkle, Distillation, halaman 516, tentang

hubungan antara $U_V(\rho_V)^{0,5}$ dengan β :

$$F_{V0} = U_V(\rho_V)^{0,5}$$

$$U_V = Q_V / A_a$$

Keterangan :

$$U_V = \text{Kecepatan supervisial uap (ft/s)}$$

$$\rho_V = \text{Rapat massa uap (lb/ft}^3\text{)}$$

$$Q_V = \text{Laju alir uap (m}^3/\text{s)}$$

$$Aa = \text{Luas aktif area (m}^2\text{)}$$

Kecepatan Supervisial Uap :

$$\begin{aligned} U_V &= \frac{1,39 \text{ m}^3/\text{s}}{0,87 \text{ m}^2} \\ &= 1,59 \text{ m/s} = 5,22 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_V &= \frac{1,17 \text{ kg/m}^3}{(1 \text{ lb} / 0,454 \text{ kg}) \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft})^3} \\ &= 0,07 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{V0} &= U_V (\rho_V)^{0,5} \\ &= 5,2239 \text{ ft/s} \times (0,0729 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\ &= 1,4105 \text{ lb}^{0,5} \text{ ft}^{0,5} \text{ s} \end{aligned}$$

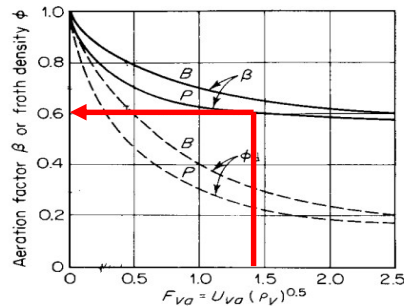


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh harga $\beta = 0,60$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ), maka kemiringan Δ dapat diabaikan ($\Delta = 0$)

Pressure drop untuk mengatasi tegangan

Dihitung menggunakan persamaan 13.22 (Van Winkle, halaman 521)

$$\begin{aligned} h \tau &= \frac{0,04 \times \tau}{\rho l \times D_0} = \frac{0,04 \times 27,38}{46,84 \times 0,1875} \\ &= 0,1247 \text{ in} \\ &= 0,0032 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h \tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

D_0 = Diameter lubang perforated (in)

ρl = Rapat massa cairan (lb/ft³)

Total Pressure Drop :

$$\begin{aligned}\Delta HT &= h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau \\ &= 0,08 \text{ m} + 0,6 \times (0,08 \text{ m} + 0,01 \text{ m} + 0) + 0,0032 \text{ m} \\ &= 0,14 \text{ m}\end{aligned}$$

Plate Pressure Drop :

Dihitung menggunakan persamaan,

$$\begin{aligned}\Delta Pt &= \Delta Ht \times \rho l \times g \\ &= 0,14 \text{ m} \times 750,26 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1.001,45 \text{ Pa} \\ &= 0,01 \text{ bar / tray} \\ &= 7,51 \text{ mmHg / tray}\end{aligned}$$

17. Evaluasi Seksi Stripping (Menara Bawah)

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1,20 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{dew}} = 368,14 \text{ K}$$

$$\text{Suhu didih, } T_{\text{bbi}} = 368,14 \text{ K}$$

a. Perancangan Plate (Tray)

Data lubang perforated dan tebal tray :

Diameter lubang perforated berkisar antara 1/16 - 1 in dan tebal tray berkisar antara 12 - 16 Gage (Kister, H.Z., 1991, halaman 146-148)

Dipilih diameter lubang perforated, $D_0 = 3/16 \text{ in} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler and Sinnott, 2008, Chemical Engineering Design Principles, New York : Mc Graw Hill, halaman 727)

Lubang perforated disusun secara triangular dengan pitch = 4 D_0

Pitch berkisar antara 2 - 4 D_0 (Towler and Sinnott, halaman 727)

$$D_0 = \frac{3}{16} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 4 \times D_0 = 4 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$

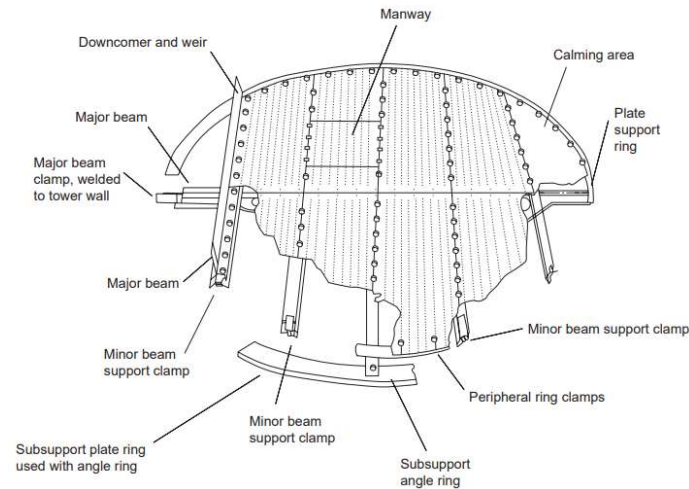


Figure 11.24. Typical sectional plate construction.

Luas lubang perforated total/hole area (A_h)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A_h &= A_a \times \left(\frac{D_0}{\text{Pitch}} \right)^2 \\
 &= 0,87 \text{ m}^2 \times \left(\frac{0,0048 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right)^2 \\
 &= 0,05 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

A_h = Luas lubang perforated total (m^2)

D_0 = Diameter lubang perforated (m)

Pitch = Jarak antar 2 lubang perforated (m)

Mencari Panjang dan Tinggi Weir

Berdasarkan literatur, panjang Weir normalnya berkisar antara 0,6 - 0,85 dari diameter column (D_c), maka dipilih 0,75 (Coulson & Richardson, 1999)

$$\begin{aligned}
 L_{\text{weir}} &= 0,75 \times D_c \\
 &= 0,75 \times 1,36 \text{ m} \\
 &= 1,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk kolom yang beroperasi diatas tekanan atmosferik, tinggi Weir normalnya berada pada kisaran 40 - 90 mm

$$\text{Dipilih : Tinggi Weir (} h_w \text{)} = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

b. Check Weeping

$$\begin{aligned} \text{Maximum liquid rate} &= \frac{14.024,98 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ detik/jam}} \\ &= 3,90 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum liquid rate} &= 0,8 \times 3,90 \text{ kg/detik} \\ &= 3,12 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$L_{\text{weir}} = 1,02 \text{ m}$$

Maximum how :

$$\begin{aligned} \text{how max} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{3,90}{873,1 \times 1,02} \right)^{2/3} \\ &= 20,05 \text{ mm} \\ &= 0,02 \text{ m} \end{aligned}$$

Minimum how :

$$\begin{aligned} \text{how min} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{3,12}{873,1 \times 3,12} \right)^{2/3} \\ &= 8,21 \text{ mm} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada kecepatan minimum} = h_w + h_{ow} &= 50 + 8,21 \text{ mm} \\ &= 58,21 \text{ mm} \end{aligned}$$

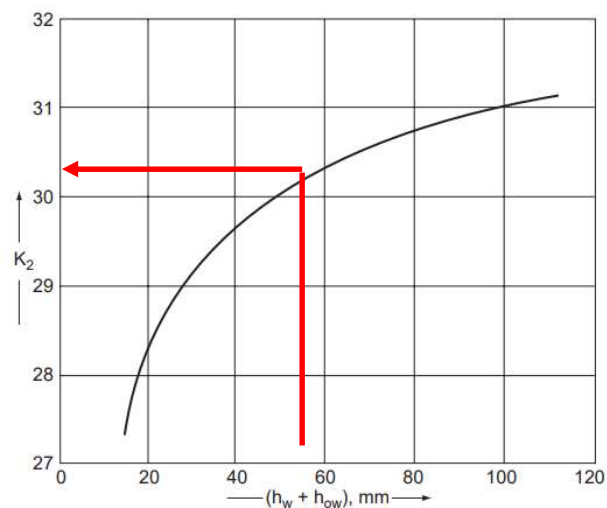


Figure 11.32. Weep-point correlation (Edujee, 1959).

Berdasarkan figure 11.32 (Coulson & Richardson), diperoleh harga $K_2 = 30,25$

Dari persamaan 11.84 (Towler and Sinnott) :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{(K_2 - 0,9 (25,4 - d_h))}{(\rho_v)^{0,5}} \\
 &= \frac{(30,25 - 0,9 (25,4 - 5))}{2,05^{0,5}} \\
 &= 8,31 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \text{Vapor velocity through the holes (m/s)} \\
 d_h &= \text{Hole diameter (mm)} \\
 K_2 &= \text{Konstanta}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volume minimum uap} &= 0,8 \times Q_v \\
 &= 0,8 \times 1,28 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 1,02 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 \text{Aktual minimum vapor velocity} &= \text{Min. Vapor Rate} / Ah \\
 &= 1,02 \text{ m}^3/\text{detik} / 0,04 \text{ m}^2 \\
 &= 23,45 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Maka kecepatan aktual uap minimum > weep point

c. Pressure Drop (ΔH_T)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta HT = ho + \beta \left(ho + how + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau$$

Van Winkle, M, Distillation, Mc Graw Hill, New York, 1967, halaman 507

$$\begin{aligned}
 \Delta HT &= \text{Pressure drop total (m)} \\
 ho &= \text{Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)} \\
 how &= \text{Tinggi cairan diatas weir (m)} \\
 h\tau &= \text{Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan (m)} \\
 \beta &= \text{Faktor aerasi} \\
 \Delta &= \text{Kemiringan ketinggian cairan diatas tray}
 \end{aligned}$$

Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$ho = 0,186 \left(\frac{Uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho l}$$

Van Winkle, halaman 519

Keterangan :

- C_o = Koefisien uap lewat lubang perforated
 U_h = Kecepatan linier uap melewati lubang perforated (ft/s)
 ρ_v = Rapat massa uap (kg/m^3)
 ρ_l = Rapat massa cair (kg/m^3)

Kecepatan volume uap pada bawah menara, $Q_v = 1,28 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{0,05 \text{ m}^2} \\
 &= 23,45 \text{ m/s} \\
 &= 76,93 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan figure 11.36 (Towler and Sinnott)

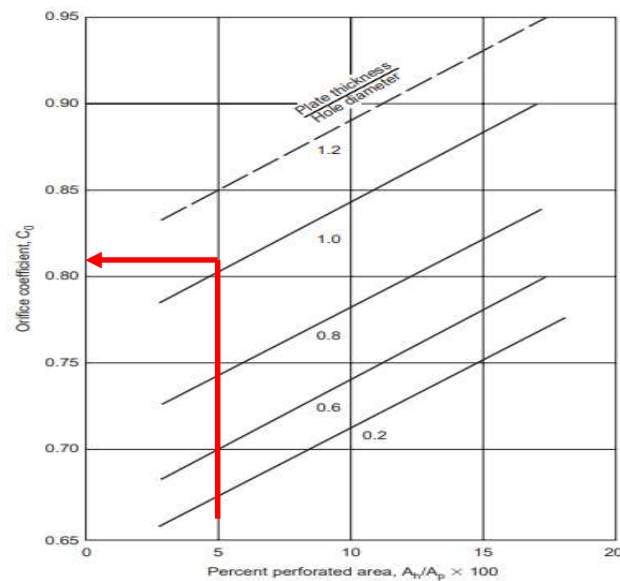


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Tebal Plate = 5 mm

D_0 = 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D_0} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Net area}} = \frac{0,04 \text{ m}^2}{0,87 \text{ m}^2} \times 100\% = 5,0 \%$$

Diperoleh harga $C_0 = 0,805$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{76,93 \text{ ft/s}}{0,81 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{2,05 \text{ kg/m}^3}{873,10 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,186 \text{ in} \times 9.133 \times 0,0023 \\ &= 3,99 \text{ in} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

Faktor Aerasi

Diperoleh dengan bantuan figure 13.16, Van Winkle, Distillation, halaman 516, tentang

hubungan antara $U_V(\rho_V)^{0,5}$ dengan β :

$$F_{V0} = U_V(\rho_V)^{0,5}$$

$$U_V = Q_V / Aa$$

Keterangan :

U_V = Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_V = Rapat massa uap (lb/ft³)

Q_V = Laju alir uap (m³/s)

Aa = Luas aktif area (m²)

Kecepatan Supervisial Uap :

$$\begin{aligned} U_V &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{0,87 \text{ m}^2} \\ &= 1,47 \text{ m/s} = 4,81 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_V &= \frac{2,05 \text{ kg/m}^3}{(1 \text{ lb} / 0,454 \text{ kg}) \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft})^3} \\ &= 0,13 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{V0} &= U_V(\rho_V)^{0,5} \\ &= 4,81 \text{ ft/s} \times (0,13 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\ &= 1,72 \text{ lb}^{0,5} \text{ ft}^{0,5} \text{ s} \end{aligned}$$

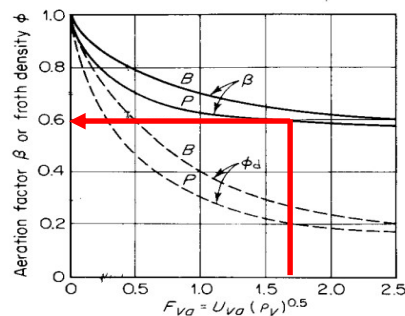


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh harga $\beta = 0,60$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ), maka kemiringan Δ dapat diabaikan ($\Delta = 0$)

Pressure drop untuk mengatasi tegangan

Dihitung menggunakan persamaan 13.22 (Van Winkle, halaman 521)

$$\begin{aligned} h\tau &= \frac{0,04 \times \tau}{\rho l \times D_0} = \frac{0,04 \times 37,72}{54,51 \times 0,1875} \\ &= 0,1476 \text{ in} \\ &= 0,0037 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h\tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

D_0 = Diameter lubang perforated (in)

ρl = Rapat massa cairan (lb/ft³)

Total Pressure Drop :

$$\begin{aligned} \Delta HT &= h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau \\ &= 0,10 \text{ m} + 0,6 \times (0,10 \text{ m} + 0,02 \text{ m} + 0) + 0,0037 \text{ m} \\ &= 0,1778 \text{ m} \end{aligned}$$

Plate Pressure Drop :

Dihitung menggunakan persamaan,

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= \Delta Ht \times \rho l \times g \\ &= 0,1778 \text{ m} \times 873,10 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1520,97 \text{ Pa} \\ &= 0,0152 \text{ bar / tray} \\ &= 11,41 \text{ mmHg / tray} \end{aligned}$$

18. Koreksi Kondisi Operasi Menara

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Puncak, } P_{\text{puncak}} &= 1,00 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \\ \text{Suhu Puncak, } T_{\text{puncak}} &= 64,76 \text{ }^\circ\text{C} = 337,76 \text{ K} \\ \text{Tekanan Umpan, } P_{\text{umpan}} &= \text{Tekanan Puncak} + \Delta P \text{ Rectifying} \\ &= 1,00 \text{ atm} + 0,0152 \text{ atm/tray} \times 12 \text{ tray} \\ &= 1,00 \text{ atm} + 0,18 \text{ atm} \\ &= 1,18 \text{ atm} \\ &= 898,71 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu Umpan, } T_{\text{umpan}} = 83,08 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,08 \text{ K}$$

Menggunakan trial dan error pada suhu umpan agar $\sum y_i = \sum x_i \times k_i$

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH (l)	43,63	0,328	1,50,E+03	1,67,E+00	0,549
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,332	8,12,E+02	9,04,E-01	0,300
H ₂ O(l)	45,16	0,340	4,00,E+02	4,45,E-01	0,151
Total	132,84	1,000			1,00

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Bawah, } P_{\text{bawah}} &= \text{Tekanan Umpan} + \Delta P \text{ Stripping} \\ &= 1,18 \text{ atm} + 0,0152 \text{ atm/tray} \times 18 \text{ tray} \\ &= 1,18 \text{ atm} + 0,27 \text{ atm} \\ &= 1,46 \text{ atm} \\ &= 1.107 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu Bawah, } T_{\text{bawah}} = 101,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,78 \text{ K}$$

Menggunakan trial dan error pada suhu bawah agar $\sum y_i = \sum x_i \times k_i$

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH (l)	0,07	0,001	2,78,E+03	2,52,E+00	0,002
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,494	1,42,E+03	1,28,E+00	0,632
H ₂ O(l)	45,05	0,505	8,05,E+02	7,27,E-01	0,367
Total	89,16	1,000			1,00

19. Desain Menara Distilasi

Digunakan bahan Stainless Steel SA 167 tipe 316 (Brownell & Young, 1959, halaman 342)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design, } P_{\text{Design}} &= \text{Tekanan operasi} \times 1,2 \\ &= 1,46 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,75 \text{ atm} \\ &= 25,68 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Allowable Stress (} f \text{)} = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Effisiensi Sambungan (} e \text{)} = 0,8$$

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

$$\text{Diameter menara (} D_c \text{)} = 1,36 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari menara (} r_i \text{)} = 0,68 \text{ m}$$

$$= 26,78 \text{ in}$$

a. Menentukan Tebal Shell

Digunakan bahan Stainless Steel SA 167 type 316

Tebal Shell :

$$t_{shell} = \frac{P \times r_i}{(f \times e) - (0,6 \times P)} + c$$

$$= \frac{25,68 \text{ psi} \times 26,78 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 25,68 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1709 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar yaitu 3 / 16 in = 0,1875 in

OD standar = 54 in

$$\text{ID standar} = \text{OD standar} - (2 \times t_{shell})$$

$$= 54 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 54 \text{ in} - 0,3750 \text{ in}$$

$$= 53,63 \text{ in}$$

b. Menentukan Tebal Head

Bentuk Head : Torispherical flanged and dished head, karena tekanan < 15 bar. Dari tabel 5.7. (Brownell & Young, 1959, hal. 90)

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	48	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	42	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	↓	40	↓	↓	↓	↑	↓	↓	↓	60	↓	66	↓	↓
5/8	↓	36	↓	↓	↓	↑	↓	↓	↓	54	↓	60	↓	↓
3/4	2 1/2	↑	2 5/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↓
7/8	2 5/8	↑	3	40	3	↑	3 1/4	↑	↓	↑	↓	↑	↓	72
1	3	↑	3 3/8	42	3 3/8	↑	3 3/8	↑	↓	↑	↓	↑	↓	66
1 1/4	3 3/4	↑	4 1/8	↑	↑	↓	↑	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 1/2	4 1/8	↑	4 1/2	↑	↑	↓	↑	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 3/4	4 3/8	↑	4 7/8	↑	↑	42	↑	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 7/8	4 7/8	↑	5 1/4	↑	↑	48	↑	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2	5 1/4	↑	5 3/8	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 1/4	5 3/8	↑	6	↑	↑	↑	48	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 1/2	6	↑	6 3/4	↑	↑	↑	54	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 3/4	6 3/4	↑	7 1/4	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑
3	7 1/4	↑	8 1/4	↑	↑	8 1/4	↑	9	54	9	54	9	60	9
3 1/4	8 1/4	36	8 3/4	42	8 3/4	↑	9	54	9	54	9	60	9	66

Didapatkan data tebal head sebagai berikut :

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$rc = 54 \text{ in}$$

Tebal head dihitung menggunakan persamaan 13.12. Brownell & Young, 1959, hal. 258

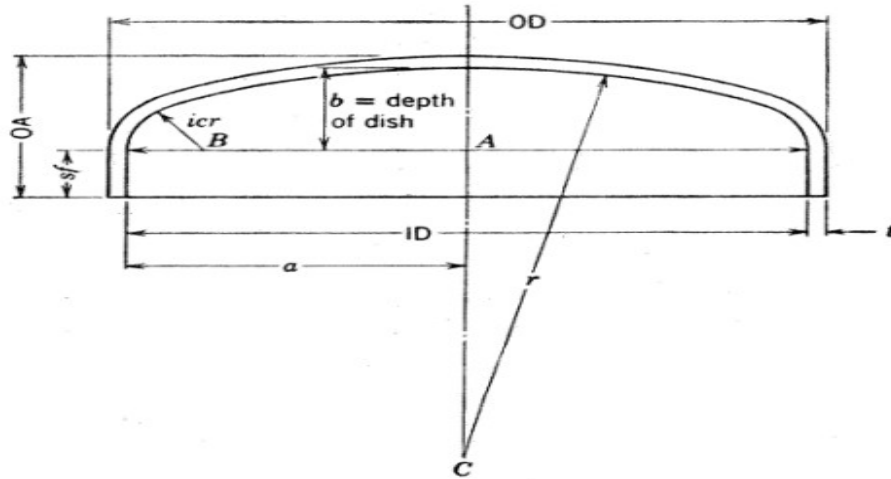
$$t_{head} = \frac{0,885 \times P \times rc}{(f \times e) - (0,1 \times P)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 25,68 \text{ psi} \times 54 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 25,68 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2068 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar yaitu $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

c. Menentukan Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr* = Inside - Corner Radius
- sf* = Straight Flange
- r* = Radius of Dish
- OD* = Outside Diameter
- b* = Depth of Dish (Inside)
- a* = Inside Radius
- ID* = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2 1/2	3/16
1/4	1 1/2-3	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/8
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/4
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 3/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/2
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

$$t_{head} = 0,25 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} = 0,05 \text{ m}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{53,63}{2} = 26,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 26,81 \text{ in} - 3,25 \text{ in} \\ &= 23,56 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 54,00 \text{ in} - 3,25 \text{ in} \\ &= 50,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(50,75)^2 - (23,56)^2} \\ &= 44,95 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 54,00 \text{ in} - 44,95 \text{ in} \\ &= 9,05 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,25 \text{ in} + 9,05 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\ &= 11,30 \text{ in} \\ &= 0,94 \text{ ft} \\ &= 0,29 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Maka, diperoleh tinggi head } (H_{Head}) = 0,29 \text{ m}$$

d. Menentukan Tinggi Menara Distilasi

Dihitung menggunakan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Keterangan :

- H_t = Tinggi total (m)
- H_1 = Tinggi penyangga (m)
- H_2 = Tinggi ruang kosong bawah (m)
- H_3 = Tinggi tray (m)
- H_4 = Tinggi ruang kosong atas (m)

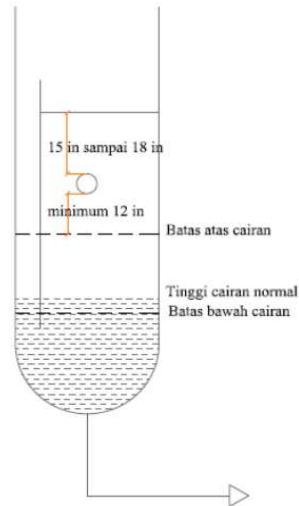
$$\text{Dirancang, Tinggi penyangga } (H_1) = 2 \text{ m}$$

Tinggi Ruang Kosong Bawah (H_2)

Dihitung berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operation, Mc Graw Hill, New York, 1991

halaman 84

Sketsa :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$Hl = \frac{Vl}{At} \qquad Vl = \frac{Ll \cdot \theta}{\rho l}$$

- At = Luas penampang menara (m^2)
- Hl = Tinggi cairan (m)
- Ll = Kecepatan volume cairan (m^3/s)
- Vl = Volume cairan (m^3)
- θ = Waktu tinggal cairan (s)

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operations, Mc Graw Hill. New York, 1991, halaman 93.

Diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit

$$Ll = 14.024,98 \text{ kg/jam}$$

$$\rho l = 873,10 \text{ kg/m}^3$$

$$Vl = \frac{14.024,978 \text{ kg/jam} \times \text{Jam}/60 \text{ menit}}{873,104 \text{ kg/m}^3} \times 2 \text{ menit} = 0,54 \text{ m}^3$$

$$H_l = \frac{0,54 \text{ m}^3}{1,45 \text{ m}^2} = 0,37 \text{ m}$$

Diameter Nozle Untuk Uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozle} = \sqrt{\frac{4 \times Ap}{\pi}}$$

Keterangan :

Ap = Luas penampang pipa nozle (m^2)

D_{nozle} = Diameter pipa nozle (m)

Adapun luas penampang pipa nozle dihitung menggunakan persamaan :

$$Ap = \frac{Q_v}{V_{lin}}$$

Keterangan :

Q_v = Kecepatan uap (m^3/s)

V_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozle (m/s)

Kecepatan Linear Fluida

Dihitung menggunakan persamaan : Kister, H.Z., Distillation Operations, 1911, halaman 86

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}}$$

Keterangan :

V_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozle (ft/s)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

Rapat Massa Campuran

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\% \text{ uap} / \rho_v + \% \text{ cair} / \rho_l}$$

Keterangan :

ρ_v = Rapat massa uap (lb/ft^3)

ρ_l = Rapat massa cair (lb/ft^3)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

Dikarenakan fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0% dan % uap = 100%

$$\begin{aligned} \rho_v &= 2,05 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,13 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_m &= \frac{100\%}{100\% \times 0,13 \text{ lb/ft}^3 + 0\% \times 54,51 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,13 \text{ lb/ft}^3 \\ V_{lin} &= \left(\frac{4000}{0,13} \right)^{0,5} \\ &= 176,85 \text{ ft/s} \\ &= 53,90 \text{ m/s} \\ Ap &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{53,90 \text{ m/s}} \\ &= 0,02 \text{ m}^2 \\ D_{nozle} &= \left(\frac{4 \times 0,02 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 0,17 \text{ m} \\ &= 6,84 \text{ in} \end{aligned}$$

Pipa Nozzle Standar

Dipilih berdasarkan tabel 13, Peters. M.S, K.D. Timmerhaus, Plant Design And Economic for Chemical Engineers, Ed. 4, Mc Graw Hill, New York, 1991, halaman 888

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area, sq. ft.	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
			0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	80†	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
			0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
5/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
			0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
3/4	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
			0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
1	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
			0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1 1/8	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
			0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
			1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
			1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
			1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
			2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
			2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
			3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
			5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
			7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
			9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	423	6.283	6.00	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dirancang :

8 in NPS, Sch.

Diameter luar pipa, OD :

$$= 8,625 \text{ in}$$

$$= 0,2191 \text{ m}$$

Diameter dalam pipa, ID :

$$= 7,981 \text{ in}$$

$$= 0,2027 \text{ m}$$

Maka tinggi ruang kosong bawah :

$$\begin{aligned} H_2 &= 0,37 \text{ m} + (18 \text{ in} + 12 \text{ in}) \times (0,0254 \text{ m/in}) \\ &+ 0,2191 \text{ m} \\ &= 1,35 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Tray (H_3)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$H_3 = (n \text{ tray} - 1) \times \text{jarak antar tray}$$

Seksi Rectifying = 12 plate

$$H_3 = (12 - 1) \times 0,45 \text{ m} = 4,95 \text{ m}$$

Seksi Stripping = 18 plate

$$H_3 = (18 - 1) \times 0,45 \text{ m} = 7,65 \text{ m}$$

Tinggi Ruang Kosong Atas (H_4)

Tinggi ruang kosong atas dirancang (H_4) = 1,0 m

Tinggi Total Menara Distilasi :

$$\begin{aligned} H_t &= H_1 + H_2 + H_3 + H_4 \\ &= 2 \text{ m} + 1,35 \text{ m} + 12,60 \text{ m} + 1,0 \text{ m} + 0,29 \text{ m} \\ &= 17,24 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum pipa berdasarkan pers. 15, Peters & Timmerhaus, halaman 496.

$$D_{opt} = 3,9 \times \left(\frac{G}{1000} \right)^{0,45} \times \rho^{-0,31}$$

Keterangan :

D_{opt} = Diameter optimum pipa (in)

G = Fluid flow rate (ft³/jam)

ρ = Fluid density (lb/ft)

Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi :

Kecepatan umpan = 13.220,84 lb/jam

Densitas umpan = 52,85 lb/ft³

D_{opt} = 7,44 in

Dipilih D_{opt} standar = 7,981 in

$D_{outside}$ standar = 8,625 in

Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi :

Kecepatan refluks = 9.791,29 lb/jam

Densitas refluks = 46,84 lb/ft³

D_{opt} = 6,60 in

Dipilih D_{opt} standar = 7,981 in

$D_{outside}$ standar = 8,625 in

Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler :

Kecepatan uap	=	20.776,64	lb/jam
Densitas uap	=	0,13	lb/ft ³
D_{Opt}	=	19,957	in
Dipilih D_{opt} standar	=	21,25	in
$D_{outside}$ standar	=	22	in

Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi :

Kecepatan uap	=	12.869,03	lb/jam
Densitas uap	=	0,07	lb/ft ³
D_{Opt}	=	17,31	in
Dipilih D_{opt} standar	=	19,25	in
$D_{outside}$ standar	=	20	in

Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Distilasi :

Kecepatan cairan	=	30.919,75	lb/jam
Densitas cairan	=	54,51	lb/ft ³
D_{Opt}	=	10,86	in
Dipilih D_{opt} standar	=	12,09	in
$D_{outside}$ standar	=	12,75	in

20. Neraca Panas Menara Distilasi

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_F + Q_{Reb} - Q_{Dis} - Q_{Bot} - Q_{Kond} = 0$$

Keterangan :

Q_F = Panas yang dibawa oleh umpan (kJ/jam)

Q_{Reb} = Beban panas reboiler (kJ/jam)

Q_{Dis} = Bebas panas distilat (kJ/jam)

Q_{Bot} = Beban panas bottom (kJ/jam)

Q_{Kond} = Beban panas kondensor (kJ/jam)

Kapasitas Panas Fase Cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = \sum n_i \int_{354}^{298} C_{p_i} dT$$

$$\int_{T_{Ref}}^T C_{p_i} dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data diperoleh dari Yaws, C.L., Chemical Properties Handbook, 1999.

Data Kapasitas Panas (C_p f(T)) Fase Cair :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
C ₄ H ₆ O ₂	54,109	8,0399,E-01	-2,5149,E-03	3,3155,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Data Kapasitas Panas (C_p f(T)) Fase Gas :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	40,046	-3,8287,E-02	2,4529,E-04	-2,1679,E-07	5,9909,E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,222	4,0619,E-01	-2,8529,E-04	9,7153,E-08	-1,4073,E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12

Panas Laten Pengembunan / Penguapan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$HV = A \times \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

A = Konstanta

HV = Panas laten (kJ/mol)

T = Suhu operasi (K)

T_c = Suhu kritis (K)

Data Konstanta Panas Penguapan :

Komponen	$HV = A \times (1 - T/T_c)^n$		
	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	52,723	512,58	0,377
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	46,8	536	0,347
H ₂ O (l)	52,053	647,13	0,321

a. Panas yang dibawa oleh umpan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T C_{p_i} dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data Suhu :

$$T = 83,08 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,1 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	C_{p_i} kJ/kmol	$Q_F = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	43,63	4.808,93	209.795,59
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	9.539,96	420.188,32
H ₂ O (l)	45,16	4.368,32	197.293,42
Total	132,84		827.277,33

b. Panas yang dibawa oleh distilat

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T Cp_i dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{Ref}^5)$$

Data Suhu :

$$T = 64,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 337,8 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	Cp_i kJ/kmol	$Q_{Dis} = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	43,56	1.841,79	80.229,88
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	4.153,81	0,00
H ₂ O (l)	0,12	1.341,84	156,10
Total	43,68		80.385,98

c. Panas yang dibawa oleh bottom

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T Cp_i dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data Suhu :

$$T = 101,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,8 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	Cp_i kJ/kmol	$Q_{Bot} = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,07	6.443,80	421,68
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	12.791,66	563.410,18
H ₂ O (l)	45,05	5.777,74	260.277,17
Total	89,16		824.109,03

d. Beban Panas Reboiler

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_{Reboiler} = Q_{Sensibel} + Q_{Laten}$$

Beban Panas Sensibel :

$$Q_{Sensibel} = \sum L_i C_{p_i} (t_2 - t_1)$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	L_i kmol/jam	$C_{p_i} dT$ kJ/kmol	$Q_{Sensibel}$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,20	1.634,87	326,13
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	134,26	3.251,71	436.590,47
H ₂ O (l)	137,32	1.409,42	193.545,72
Total	271,79	6.296,00	630.462,31

Beban Panas Laten :

$$Q_{Laten} = \sum V_i HVAP_i$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	V_i kmol/jam	$HVAP_i$ kJ/kmol	Q_{Laten} kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,13	32,71	4,38
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	90,22	31,28	2.822,16
H ₂ O (l)	92,27	39,73	3.666,33
Total	182,63	103,72	6.492,88

Maka beban panas pada Reboiler :

$$\begin{aligned} Q_{Reboiler} &= Q_{Sensibel} + Q_{Laten} \\ &= 630.462,31 + 6.492,88 \\ &= 636.955,19 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

e. Beban Panas Kondensor

$$\begin{aligned} Q_{Kond} &= Q_F + Q_{Reb} - Q_{Dis} - Q_{Bot} \\ Q_{Kond} &= 827.277,33 + 636.955,19 - 80.385,98 - 824.109,03 \\ &= 559.737,51 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

f. Neraca Panas disekitar Menara Ditilasi

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
CH ₃ OH (l)	209.795,59	80.651,56
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	420.188,32	563.410,18
H ₂ O (l)	197.293,42	260.433,27
Q _{Kond}	0,00	559.737,51
Q _{Reb}	636.955,19	0,00
Total	1.464.232,52	1.464.232,52

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD – 01)

Fungsi : Memisahkan metanol dari metil akrilat dan air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 5.996,88 Kg/jam

Jenis Alat : Plate Tower (menara distilasi dengan Sieve Tray)

Kondisi Operasi :

o Umpan Menara

- Suhu = 83,08 °C = 356,08 K
- Tekanan = 1,18 atm = 898,71 mmHg

o Puncak Menara

- Suhu = 64,76 °C = 337,76 K
- Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

o Dasar Menara

- Suhu = 101,78 °C = 374,78 K
- Tekanan = 1,46 atm = 1.107 mmHg

Jumlah Plate :

- Jumlah plate minimum = 8 plate
- Jumlah plate teoritis = 17 plate
- Jumlah plate aktual = 30 plate
- Jumlah plate seksi rectifying = 12 plate
- Jumlah plate seksi stripping = 18 plate
- Efisiensi plate = 57,11 %
- Letak plate umpan = 12 dari atas

Dimensi Menara Distilasi

- Tinggi menara = 17,24 m
- Diameter menara = 1,36 m
- Tebal shell = 0,19 in
- Tebal head = 0,25 in
- Tinggi head = 0,29 m

Dimensi Pipa Input dan Output

o Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi :

- Kecepatan umpan = 13.220,84 lb/jam
- Densitas umpan = 52,85 lb/ft³

-
- D_{Opt} = 7,44 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 7,98 in
 - $D_{outside}$ standar = 8,63 in
- o Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi :
- Kecepatan refluks = 9.791,29 lb/jam
 - Densitas refluks = 46,84 lb/ft³
 - D_{Opt} = 6,60 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 7,98 in
 - $D_{outside}$ standar = 8,63 in
- o Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler :
- Kecepatan uap = 20.776,64 lb/jam
 - Densitas uap = 0,13 lb/ft³
 - D_{Opt} = 19,96 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 21,25 in
 - $D_{outside}$ standar = 22,00 in
- o Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi :
- Kecepatan uap = 12.869,03 lb/jam
 - Densitas uap = 0,07 lb/ft³
 - D_{Opt} = 17,31 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 19,25 in
 - $D_{outside}$ standar = 20,00 in
- o Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Distilasi :
- Kecepatan cairan = 30.919,75 lb/jam
 - Densitas cairan = 54,51 lb/ft³
 - D_{Opt} = 10,86 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 12,09 in
 - $D_{outside}$ standar = 12,75 in

PERHITUNGAN PLATE TO PLATE

1. Tekanan Uap Murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Vapor Pressure (mmHg)

Tabel data nilai Antoine :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH (l)	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,70E+01	-3,12E+03	-1,49E+01	7,16E-03	3,45E-14
H ₂ O (l)	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

2. Kapasitas Panas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Persamaan : $C_{p_l} = A + BT + CT^2 + DT^3$

ket : C_{p_l} = Kapasitas panas fasa cair (J/mol.K)

T = Suhu (K)

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH (l)	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06
H ₂ O (l)	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

3. Kapasitas Panas Gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Persamaan : $C_{p_g} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

ket : C_{p_g} = Kapasitas panas fasa gas (J/mol.K)

T = Suhu (K)

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,00E+01	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,22E+00	4,06E-01	-2,85E-04	9,72E-08	-1,41E-11
H ₂ O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

4. Perhitungan Menara Distilasi *Plate-to-Plate*

Perhitungan *top-down*, dengan asumsi semua zat terkondensasi total, sehingga :

Diketahui :

Pressure Drop = 0,015 atm/plate

Reflux = 3,18

Dirancang :

Jumlah Plate = 30 plate

Jumlah Plate Rectifying = 12 plate

Jumlah Plate Stripping = 18 plate

Plate Umpan = 12

Komposisi Feed

Suhu = 83,084 °C = 356,08 K

Tekanan = 1,183 atm = 898,7125 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	43,63	1.396,04	0,3284
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	3.787,88	0,3316
H ₂ O (l)	45,16	812,96	0,3400
Total	132,84	5.996,88	1,0000

Komposisi Distillate

Suhu = 64,76 °C = 337,76 K

Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	43,56	1.393,95	0,9973
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O (l)	0,12	2,09	0,0027
Total	43,68	1.396,04	1,0000

Komposisi Bottom

Suhu = 101,78 °C = 374,78 K

Tekanan = 1,46 atm = 1106,78 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	0,07	2,09	0,0007

C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	3.787,88	0,4940
H ₂ O (l)	45,05	810,87	0,5053
Total	89,16	4.600,84	1,0000

Komposisi Stage 1

$$\text{Suhu} = 65,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,13 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,02 \text{ atm} = 771,56 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_{Li}	P_{oi}	K_i	$X_{Li} = Y_{Li} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9973	773,0818	1,0020	0,9993
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	446,0714	0,5781	0,0000
H ₂ O (l)	0,0027	187,5708	0,2431	0,0006
Total	1,0000			1,0000

$$\begin{aligned} LD &= R \times D \\ &= 3,18 \times 43,68 \\ &= 138,95 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_1 &= (R+1) \times D \\ &= 4,18 \times 43,68 \\ &= 182,63 \end{aligned}$$

STAGE 1

Kondisi Operasi Stage 1

$$\text{Suhu} = 65,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,13 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,02 \text{ atm} = 771,56 \text{ mmHg}$$

$$Y_2 = \left(\frac{L_0}{V_1} \right) \times (X_1 - X_0) + Y_1$$

$$\frac{L_0}{V_1} = \frac{138,95}{182,63} = 0,7608$$

Komponen	X_1	X_0	Y_1	Y_2
CH ₃ OH (l)	0,9993	0,9973	0,9973	0,9988
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0006	0,0027	0,0027	0,0011
Total	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 2

$$\text{Suhu} = 65,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,48 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,03 \text{ atm} = 783,12 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_2	P_{oi}	K_i	$X_2 = Y_2 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9988	783,80	1,0009	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	451,65	0,5767	0,0000
H ₂ O (l)	0,0011	190,53	0,2433	0,0003
Total	1,0000			1,000

Neraca Panas Stage 1

$$H_0 L_0 + H_2 V_2 = H_1 L_1 + H_1 V_1$$

$$1. \quad T = 64,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 337,76 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_D	H_D	$H_D \cdot X_D$
CH ₃ OH (l)	0,9973	1.841,79	1.836,89
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.153,81	0,00
H ₂ O (l)	0,0027	1.341,84	3,57
Total	1,000	7.337,43	1.840,46

$$2. \quad T = 65,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,13 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_1	H_1	$H_1 \cdot X_1$
CH ₃ OH (l)	0,9993	1.859,14	1.857,85
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.193,76	0,00
H ₂ O (l)	0,0006	1.354,19	0,88
Total	1,0000	7.407,09	1.858,72

$$3. \quad T = 65,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,48 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_2	H_2	$H_2 \cdot Y_2$
CH ₃ OH (l)	0,9988	3.312,33	3.308,46
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.566,42	0,00
H ₂ O (l)	0,0011	3.045,64	3,44
Total	1,0000	12.924,38	3.311,91

$$\begin{aligned}
 H_0 L_0 + H_2 V_2 &= H_1 L_1 + H_1 V_1 \\
 255.734,36 + 3.311,91 V_2 &= 1.858,72 L_1 + 604.848,11 \\
 V_2 &= 0,56 L_1 + 105,41
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 1

$$\begin{aligned}
 L_0 + V_2 &= L_1 + V_1 \\
 138,95 + 0,56 L_1 + 105,41 &= L_1 + 182,63 \\
 -0,44 L_1 &= -61,73 \\
 L_1 &= 140,70 \\
 V_2 &= 184,37
 \end{aligned}$$

STAGE 2

Kondisi Operasi Stage 2

$$\text{Suhu} = 65,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,48 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,03 \text{ atm} = 783,12 \text{ mmHg}$$

$$Y_3 = \left(\frac{L_1}{V_2} \right) \times (X_2 - X_1) + Y_2$$

$$\frac{L_1}{V_2} = \frac{140,70}{184,37} = 0,7631$$

Komponen	X_2	X_1	Y_2	Y_3
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9993	0,9988	0,9991
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0003	0,0006	0,0011	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 3

$$\text{Suhu} = 65,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,85 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,05 \text{ atm} = 794,68 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_3	P_{oi}	K_i	$X_3 = Y_3 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9991	795,16	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	457,55	0,5758	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	193,68	0,2437	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 2

$$H_1 L_1 + H_3 V_3 = H_2 L_2 + H_2 V_2$$

$$1. \quad T = 65,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,48 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_2	H_2	$H_2 \cdot X_2$
CH ₃ OH (l)	0,9997	1.875,84	1.875,28
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.232,23	0,00
H ₂ O (l)	0,0003	1.366,09	0,38
Total	1,000	7.474,16	1.875,66

$$2. \quad T = 65,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,85 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_3	H_3	$H_3 \cdot Y_3$
CH ₃ OH (l)	0,9991	3.343,21	3.340,33
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.627,75	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.073,26	2,60
Total	1,000	13.044,22	3.342,93

$$\begin{aligned}
 H_1 L_1 + H_3 V_3 &= H_2 L_2 + H_2 V_2 \\
 261.518,21 + 3.342,93 V_3 &= 1.875,66 L_2 + 610.631,96 \\
 V_3 &= 0,56 L_2 + 104,43
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 2

$$\begin{aligned}
 L_1 + V_3 &= L_2 + V_2 \\
 140,70 + 0,56 L_2 + 104,43 &= L_2 + 184,37 \\
 -0,44 L_2 &= -60,76 \\
 L_2 &= 138,42 \\
 V_3 &= 182,10
 \end{aligned}$$

STAGE 3

Kondisi Operasi Stage 3

$$\text{Suhu} = 65,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,85 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,05 \text{ atm} = 794,68 \text{ mmHg}$$

$$Y_4 = \left(\frac{L_2}{V_3} \right) \times (X_3 - X_2) + Y_3$$

$$\frac{L_2}{V_3} = \frac{138,42}{182,10} = 0,7601$$

Komponen	X_3	X_2	Y_3	Y_4
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9991	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0003	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 4

$$\text{Suhu} = 66,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,22 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,06 \text{ atm} = 806,24 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_4	P_{oi}	K_i	$X_4 = Y_4 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	806,67	1,0005	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	463,52	0,5749	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	196,88	0,2442	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 3

$$H_2 L_2 + H_4 V_4 = H_3 L_3 + H_3 V_3$$

$$1. \quad T = 65,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 338,85 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_3	H_3	$H_3 \cdot X_3$
CH ₃ OH (l)	0,9997	1.893,34	1.892,86
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.272,57	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.378,54	0,28
Total	1,000	7.544,45	1.893,14

$$2. \quad T = 66,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,22 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_4	H_4	$H_4 \cdot Y_4$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.374,15	3.371,35
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.689,18	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.100,91	2,46
Total	1,000	13.164,24	3.373,81

$$\begin{aligned}
 H_2 L_2 + H_4 V_4 &= H_3 L_3 + H_3 V_3 \\
 259.634,51 + 3.373,81 V_4 &= 1.893,14 L_3 + 608.748,27 \\
 V_4 &= 0,56 L_3 + 103,48
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 3

$$\begin{aligned}
 L_2 + V_4 &= L_3 + V_3 \\
 138,42 + 0,56 L_3 + 103,48 &= L_3 + 182,10 \\
 -0,44 L_3 &= -59,80 \\
 L_3 &= 136,26 \\
 V_4 &= 179,94
 \end{aligned}$$

STAGE 4

Kondisi Operasi Stage 4

$$\text{Suhu} = 66,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,22 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,06 \text{ atm} = 806,24 \text{ mmHg}$$

$$Y_5 = \left(\frac{L_3}{V_4} \right) \times (X_4 - X_3) + Y_4$$

$$\frac{L_3}{V_4} = \frac{136,26}{179,94} = 0,7573$$

Komponen	X_4	X_3	Y_4	Y_5
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9991
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 5

$$\text{Suhu} = 66,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,58 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,08 \text{ atm} = 817,80 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_5	P_{oi}	K_i	$X_5 = Y_5 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9991	818,31	1,0006	0,9998
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	469,55	0,5742	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	200,11	0,2447	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 4

$$H_3 L_3 + H_5 V_5 = H_4 L_4 + H_4 V_4$$

$$1. \text{ T} = 66,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,22 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_4	H_4	$H_4 \cdot X_4$
CH ₃ OH (l)	0,9997	1.910,87	1.910,31
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.312,98	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.391,02	0,27
Total	1,000	7.614,87	1.910,58

$$2. \text{ T} = 66,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,58 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_5	H_5	$H_5 \cdot Y_5$
CH ₃ OH (l)	0,9991	3.405,07	3.402,14
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.750,59	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.128,53	2,45
Total	1,000	13.284,20	3.404,59

$$\begin{aligned}
 H_3 L_3 + H_5 V_5 &= H_4 L_4 + H_4 V_4 \\
 257.960,32 + 3.404,59 V_5 &= 1.910,58 L_4 + 607.074,08 \\
 V_5 &= 0,56 L_4 + 102,54
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 4

$$\begin{aligned}
 L_3 + V_5 &= L_4 + V_4 \\
 136,26 + 0,56 L_4 + 102,54 &= L_4 + 179,94 \\
 -0,44 L_4 &= -58,86 \\
 L_4 &= 134,14 \\
 V_5 &= 177,82
 \end{aligned}$$

STAGE 5

Kondisi Operasi Stage 5

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 66,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,58 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,08 \text{ atm} = 817,80 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_6 = \left(\frac{L_4}{V_5} \right) \times (X_5 - X_4) + Y_5$$

$$\frac{L_4}{V_5} = \frac{134,14}{177,82} = 0,7544$$

Komponen	X_5	X_4	Y_5	Y_6
CH ₃ OH (l)	0,9998	0,9997	0,9991	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 6

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 66,94 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,94 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,09 \text{ atm} = 829,36 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_6	P_{oi}	K_i	$X_6 = Y_6 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	829,83	1,0006	0,9998
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	475,51	0,5733	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	203,33	0,2452	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 5

$$H_4 L_4 + H_6 V_6 = H_5 L_5 + H_5 V_5$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 66,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,58 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_5	H_5	$H_5 \cdot X_5$
CH ₃ OH (l)	0,9998	1.928,39	1.927,93
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.353,39	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.403,48	0,27
Total	1,000	7.685,26	1.928,20

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 66,94 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,94 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_6	H_6	$H_6 \cdot Y_6$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.435,37	3.432,55
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.810,75	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.155,58	2,47
Total	1,000	13.401,70	3.435,02

$$\begin{aligned}
 H_4 L_4 + H_6 V_6 &= H_5 L_5 + H_5 V_5 \\
 256.288,90 + 3.435,02 V_6 &= 1.928,20 L_5 + 605.402,65 \\
 V_6 &= 0,56 L_5 + 101,63
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 5

$$\begin{aligned}
 L_4 + V_6 &= L_5 + V_5 \\
 134,14 + 0,56 L_5 + 101,63 &= L_5 + 177,82 \\
 -0,44 L_5 &= -57,96 \\
 L_5 &= 132,12 \\
 V_6 &= 175,80
 \end{aligned}$$

STAGE 6

Kondisi Operasi Stage 6

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 66,94 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,94 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,09 \text{ atm} = 829,36 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_7 = \left(\frac{L_5}{V_6} \right) \times (X_6 - X_5) + Y_6$$

$$\frac{L_5}{V_6} = \frac{132,12}{175,80} = 0,7515$$

Komponen	X_6	X_5	Y_6	Y_7
CH ₃ OH (l)	0,9998	0,9998	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 7

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 67,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,11 \text{ atm} = 840,92 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_7	P_{oi}	K_i	$X_7 = Y_7 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	841,40	1,0006	0,9998
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	481,48	0,5726	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	206,56	0,2456	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 6

$$H_5 L_5 + H_7 V_7 = H_6 L_6 + H_6 V_6$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 66,94 \text{ } ^\circ\text{C} = 339,94 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_6	H_6	$H_6 \cdot X_6$
CH ₃ OH (l)	0,9998	1.945,56	1.945,08
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.392,99	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.415,68	0,27
Total	1,000	7.754,23	1.945,35

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 67,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_7	H_7	$H_7 \cdot Y_7$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.465,43	3.462,58
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.870,45	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.182,41	2,49
Total	1,000	13.518,29	3.465,07

$$\begin{aligned}
 H_5 L_5 + H_7 V_7 &= H_6 L_6 + H_6 V_6 \\
 254.755,19 + 3.465,07 V_7 &= 1.945,35 L_6 + 603.868,94 \\
 V_7 &= 0,56 L_6 + 100,75
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 6

$$\begin{aligned}
 L_5 + V_7 &= L_6 + V_6 \\
 132,12 + 0,56 L_6 + 100,75 &= L_6 + 175,80 \\
 -0,44 L_6 &= -57,08 \\
 L_6 &= 130,14 \\
 V_7 &= 173,81
 \end{aligned}$$

STAGE 7

Kondisi Operasi Stage 7

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 67,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,11 \text{ atm} = 840,92 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_8 = \left(\frac{L_6}{V_7} \right) \times (X_7 - X_6) + Y_7$$

$$\frac{L_6}{V_7} = \frac{130,14}{173,81} = 0,7487$$

Komponen	X_7	X_6	Y_7	Y_8
CH ₃ OH (l)	0,9998	0,9998	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 8

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 67,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,65 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,12 \text{ atm} = 852,48 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_8	P_{oi}	K_i	$X_8 = Y_8 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	852,96	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	487,45	0,5718	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	209,79	0,2461	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 7

$$H_6 L_6 + H_8 V_8 = H_7 L_7 + H_7 V_7$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 67,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_7	H_7	$H_7 \cdot X_7$
CH ₃ OH (l)	0,9998	1.962,59	1.962,10
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.432,29	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.427,79	0,27
Total	1,000	7.822,67	1.962,38

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 67,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,65 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_8	H_8	$H_8 \cdot Y_8$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.495,14	3.492,26
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.929,46	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.208,92	2,51
Total	1,000	13.633,53	3.494,77

$$\begin{aligned}
 H_6 L_6 + H_8 V_8 &= H_7 L_7 + H_7 V_7 \\
 253.161,19 + 3.494,77 V_8 &= 1.962,38 L_7 + 602.274,95 \\
 V_8 &= 0,56 L_7 + 99,90
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 7

$$\begin{aligned}
 L_6 + V_8 &= L_7 + V_7 \\
 130,14 + 0,56 L_7 + 99,90 &= L_7 + 173,81 \\
 -0,44 L_7 &= -56,22 \\
 L_7 &= 128,21 \\
 V_8 &= 171,89
 \end{aligned}$$

STAGE 8

Kondisi Operasi Stage 8

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 67,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,65 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,12 \text{ atm} = 852,48 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_9 = \left(\frac{L_7}{V_8} \right) \times (X_8 - X_7) + Y_8$$

$$\frac{L_7}{V_8} = \frac{128,21}{171,89} = 0,7459$$

Komponen	X_8	X_7	Y_8	Y_9
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9998	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 9

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,00 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,14 \text{ atm} = 864,03 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_9	P_{oi}	K_i	$X_9 = Y_9 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	864,53	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	493,41	0,5711	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	213,03	0,2466	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 8

$$H_7 L_7 + H_9 V_9 = H_8 L_8 + H_8 V_8$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 67,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 340,65 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_8	H_8	$H_8 \cdot X_8$
CH ₃ OH (l)	0,9997	1.979,43	1.978,91
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.471,16	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.439,75	0,28
Total	1,000	7.890,33	1.979,19

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 68,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,00 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_9	H_9	$H_9 \cdot Y_9$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.524,58	3.521,64
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	6.987,93	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.235,17	2,53
Total	1,000	13.747,68	3.524,17

$$\begin{aligned}
 H_7 L_7 + H_9 V_9 &= H_8 L_8 + H_8 V_8 \\
 251.602,45 + 3.524,17 V_9 &= 1.979,19 L_8 + 600.716,20 \\
 V_9 &= 0,56 L_8 + 99,06
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 8

$$\begin{aligned}
 L_7 + V_9 &= L_8 + V_8 \\
 128,21 + 0,56 L_8 + 99,06 &= L_8 + 171,89 \\
 -0,44 L_8 &= -55,39 \\
 L_8 &= 126,34 \\
 V_9 &= 170,01
 \end{aligned}$$

STAGE 9

Kondisi Operasi Stage 9

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,00 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,14 \text{ atm} = 864,03 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{10} = \left(\frac{L_8}{V_9} \right) \times (X_9 - X_8) + Y_9$$

$$L_8 = \frac{126,34}{170,01} = 0,7431$$

Komponen	X_9	X_8	Y_9	Y_{10}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 10

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,35 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,15 \text{ atm} = 875,59 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{10}	P_{oi}	K_i	$X_{10} = Y_{10} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	876,10	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	499,36	0,5703	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	216,28	0,2470	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 9

$$H_8 L_8 + H_{10} V_{10} = H_9 L_9 + H_9 V_9$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 68,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,00 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_9	H_9	$H_9 \cdot X_9$
CH ₃ OH (l)	0,9997	1.996,11	1.995,58
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.509,67	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.451,59	0,28
Total	1,000	7.957,37	1.995,86

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 68,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,35 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{10}	H_{10}	$H_{10} \cdot Y_{10}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.553,69	3.550,72
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.045,74	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.261,11	2,55
Total	1,000	13.860,55	3.553,27

$$\begin{aligned}
 H_8 L_8 + H_{10} V_{10} &= H_9 L_9 + H_9 V_9 \\
 250.044,26 + 3.553,27 V_{10} &= 1.995,86 L_9 + 599.158,02 \\
 V_{10} &= 0,56 L_9 + 98,25
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 9

$$\begin{aligned}
 L_8 + V_{10} &= L_9 + V_9 \\
 126,34 + 0,56 L_9 + 98,25 &= L_9 + 170,01 \\
 -0,44 L_9 &= -54,57 \\
 L_9 &= 124,51 \\
 V_{10} &= 168,19
 \end{aligned}$$

STAGE 10

Kondisi Operasi Stage 10

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,35 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,15 \text{ atm} = 875,59 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{11} = \left(\frac{L_9}{V_{10}} \right) \times (X_{10} - X_9) + Y_{10}$$

$$\frac{L_9}{V_{10}} = \frac{124,51}{168,19} = 0,7403$$

Komponen	X_{10}	X_9	Y_{10}	Y_{11}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 11

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,69 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,17 \text{ atm} = 887,15 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{11}	P_{oi}	K_i	$X_{11} = Y_{11} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	887,66	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	505,30	0,5696	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	219,53	0,2475	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 10

$$H_9 L_9 + H_{11} V_{11} = H_{10} L_{10} + H_{10} V_{10}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 68,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,35 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{10}	H_{10}	$H_{10} \cdot X_{10}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.012,60	2.012,07
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.547,76	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.463,30	0,28
Total	1,000	8.023,66	2.012,35

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 68,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,69 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{11}	H_{11}	$H_{11} \cdot Y_{11}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.582,50	3.579,50
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.102,96	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.286,77	2,57
Total	1,000	13.972,23	3.582,08

$$\begin{aligned}
 H_9 L_9 + H_{11} V_{11} &= H_{10} L_{10} + H_{10} V_{10} \\
 248.509,88 + 3.582,08 V_{11} &= 2.012,35 L_{10} + 597.623,63 \\
 V_{11} &= 0,56 L_{10} + 97,46
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 10

$$\begin{aligned}
 L_9 + V_{11} &= L_{10} + V_{10} \\
 124,51 + 0,56 L_{10} + 97,46 &= L_{10} + 168,19 \\
 -0,44 L_{10} &= -53,78 \\
 L_{10} &= 122,73 \\
 V_{11} &= 166,41
 \end{aligned}$$

STAGE 11

Kondisi Operasi Stage 11

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 68,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,69 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,17 \text{ atm} = 887,15 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{12} = \left(\frac{L_{10}}{V_{11}} \right) \times (X_{11} - X_{10}) + Y_{11}$$

$$\frac{L_{10}}{V_{11}} = \frac{122,73}{166,41} = 0,7375$$

Komponen	X_{11}	X_{10}	Y_{11}	Y_{12}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 12

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,03 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,18 \text{ atm} = 898,71 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{12}	P_{oi}	K_i	$X_{12} = Y_{12} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	899,23	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	511,23	0,5689	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	222,79	0,2479	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 11

$$H_{10}L_{10} + H_{12}V_{12} = H_{11}L_{11} + H_{11}V_{11}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 68,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 341,69 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{11}	H_{11}	$H_{11} \cdot X_{11}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.028,92	2.028,38
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.585,47	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.474,88	0,29
Total	1,000	8.089,27	2.028,67

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 69,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,03 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{12}	H_{12}	$H_{12} \cdot Y_{12}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.611,01	3.607,99
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.159,59	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.312,16	2,60
Total	1,000	14.082,76	3.610,58

$$\begin{aligned}
 H_{10}L_{10} + H_{12}V_{12} &= H_{11}L_{11} + H_{11}V_{11} \\
 246.984,82 + 3.610,58 V_{12} &= 2.028,67 L_{11} + 596.098,58 \\
 V_{12} &= 0,56 L_{11} + 96,69
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 11

$$\begin{aligned}
 L_{10} + V_{12} &= L_{11} + V_{11} \\
 122,73 + 0,56 L_{11} + 96,69 &= L_{11} + 166,41 \\
 -0,44 L_{11} &= -53,01 \\
 L_{11} &= 121,00 \\
 V_{12} &= 164,68
 \end{aligned}$$

STAGE 12

Kondisi Operasi Stage 12

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,03 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,18 \text{ atm} = 898,71 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{13} = \left(\frac{L_{11}}{V_{12}} \right) \times (X_{12} - X_{11}) + Y_{12}$$

$$\frac{L_{11}}{V_{12}} = \frac{121,00}{164,68} = 0,7348$$

Komponen	X_{12}	X_{11}	Y_{12}	Y_{13}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 13

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,36 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,36 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,20 \text{ atm} = 910,27 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{13}	P_{oi}	K_i	$X_{13} = Y_{13} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	910,79	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	517,16	0,5681	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	226,06	0,2483	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 12

$$H_{11}L_{11} + H_{13}V_{13} = H_{12}L_{12} + H_{12}V_{12}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 69,03 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,03 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{12}	H_{12}	$H_{12} \cdot X_{12}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.045,07	2.044,53
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.622,81	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.486,33	0,29
Total	1,000	8.154,21	2.044,82

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 69,36 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,36 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{13}	H_{13}	$H_{13} \cdot Y_{13}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.639,24	3.636,19
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.215,65	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.337,28	2,62
Total	1,000	14.192,16	3.638,80

$$\begin{aligned}
 H_{11}L_{11} + H_{13}V_{13} &= H_{12}L_{12} + H_{12}V_{12} \\
 245.472,18 + 3.638,80 V_{13} &= 2.044,82 L_{12} + 594.585,94 \\
 V_{13} &= 0,56 L_{12} + 95,94
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 12

$$\begin{aligned}
 L_{11} + V_{13} &= L_{12} + V_{12} \\
 121,00 + 0,56 L_{12} + 95,94 &= L_{12} + 164,68 \\
 -0,44 L_{12} &= -52,26 \\
 L_{12} &= 119,31 \\
 V_{13} &= 162,99
 \end{aligned}$$

STAGE 13

Kondisi Operasi Stage 13

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,36 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,36 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,20 \text{ atm} = 910,27 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{14} = \left(\frac{L_{12}}{V_{13}} \right) \times (X_{13} - X_{12}) + Y_{13}$$

$$\frac{L_{12}}{V_{13}} = \frac{119,31}{162,99} = 0,732$$

Komponen	X_{13}	X_{12}	Y_{13}	Y_{14}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 14

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,69 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,21 \text{ atm} = 921,83 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{14}	P_{oi}	K_i	$X_{14} = Y_{14} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	922,36	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	523,08	0,5674	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	229,33	0,2488	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 13

$$H_{12}L_{12} + H_{14}V_{14} = H_{13}L_{13} + H_{13}V_{13}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 69,36 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,36 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{13}	H_{13}	$H_{13} \cdot X_{13}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.061,06	2.060,51
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.659,77	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.497,67	0,29
Total	1,000	8.218,50	2.060,81

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 69,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,69 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{14}	H_{14}	$H_{14} \cdot Y_{14}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.667,18	3.664,10
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.271,15	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.362,14	2,64
Total	1,000	14.300,46	3.666,74

$$\begin{aligned}
 H_{12}L_{12} + H_{14}V_{14} &= H_{13}L_{13} + H_{13}V_{13} \\
 243.971,77 + 3.666,74 V_{14} &= 2.060,81 L_{13} + 593.085,52 \\
 V_{14} &= 0,56 L_{13} + 95,21
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 13

$$\begin{aligned}
 L_{12} + V_{14} &= L_{13} + V_{13} \\
 119,31 + 0,56 L_{13} + 95,21 &= L_{13} + 162,99 \\
 -0,44 L_{13} &= -51,53 \\
 L_{13} &= 117,66 \\
 V_{14} &= 161,34
 \end{aligned}$$

STAGE 14

Kondisi Operasi Stage 14

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 69,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,69 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,21 \text{ atm} = 921,83 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{15} = \left(\frac{L_{13}}{V_{14}} \right) \times (X_{14} - X_{13}) + Y_{14}$$

$$\frac{L_{13}}{V_{14}} = \frac{117,66}{161,34} = 0,7293$$

Komponen	X_{14}	X_{13}	Y_{14}	Y_{15}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 15

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,02 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,23 \text{ atm} = 933,39 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{15}	P_{oi}	K_i	$X_{15} = Y_{15} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	933,92	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	528,99	0,5667	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	232,60	0,2492	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 14

$$H_{13} L_{13} + H_{15} V_{15} = H_{14} L_{14} + H_{14} V_{14}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 69,69 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,69 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{14}	H_{14}	$H_{14} \cdot X_{14}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.076,89	2.076,34
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.696,38	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.508,89	0,29
Total	1,000	8.282,16	2.076,63

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 70,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,02 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{15}	H_{15}	$H_{15} \cdot Y_{15}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.694,85	3.691,75
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.326,11	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.386,74	2,66
Total	1,000	14.407,69	3.694,40

$$\begin{aligned}
 H_{13}L_{13} + H_{15}V_{15} &= H_{14}L_{14} + H_{14}V_{14} \\
 242.483,42 + 3.694,40 V_{15} &= 2.076,63 L_{14} + 591.597,17 \\
 V_{15} &= 0,56 L_{14} + 94,50
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 14

$$\begin{aligned}
 L_{13} + V_{15} &= L_{14} + V_{14} \\
 117,66 + 0,56 L_{14} + 94,50 &= L_{14} + 161,34 \\
 -0,44 L_{14} &= -50,82 \\
 L_{14} &= 116,06 \\
 V_{15} &= 159,73
 \end{aligned}$$

STAGE 15

Kondisi Operasi Stage 15

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,02 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,23 \text{ atm} = 933,39 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{16} = \left(\frac{L_{14}}{V_{15}} \right) \times (X_{15} - X_{14}) + Y_{15}$$

$$\frac{L_{14}}{V_{15}} = \frac{116,06}{159,73} = 0,7266$$

Komponen	X_{15}	X_{14}	Y_{15}	Y_{16}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 16

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,35 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,24 \text{ atm} = 944,95 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{16}	P_{oi}	K_i	$X_{16} = Y_{16} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	945,49	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	534,89	0,5661	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	235,88	0,2496	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 15

$$H_{14} L_{14} + H_{16} V_{16} = H_{15} L_{15} + H_{15} V_{15}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 70,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,02 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{15}	H_{15}	$H_{15} \cdot X_{15}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.092,57	2.092,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.732,63	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.519,99	0,30
Total	1,000	8.345,19	2.092,30

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 70,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,35 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{16}	H_{16}	$H_{16} \cdot Y_{16}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.722,24	3.719,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.380,53	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.411,09	2,68
Total	1,000	14.513,86	3.721,80

$$\begin{aligned}
 H_{14}L_{14} + H_{16}V_{16} &= H_{15}L_{15} + H_{15}V_{15} \\
 241.006,94 + 3.721,80 V_{16} &= 2.092,30 L_{15} + 590.120,70 \\
 V_{16} &= 0,56 L_{15} + 93,80
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 15

$$\begin{aligned}
 L_{14} + V_{16} &= L_{15} + V_{15} \\
 116,06 + 0,56 L_{15} + 93,80 &= L_{15} + 159,73 \\
 -0,44 L_{15} &= -50,13 \\
 L_{15} &= 114,49 \\
 V_{16} &= 158,16
 \end{aligned}$$

STAGE 16

Kondisi Operasi Stage 16

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,35 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,24 \text{ atm} = 944,95 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{17} = \left(\frac{L_{15}}{V_{16}} \right) \times (X_{16} - X_{15}) + Y_{16}$$

$$\frac{L_{15}}{V_{16}} = \frac{114,49}{158,16} = 0,7238$$

Komponen	X_{16}	X_{15}	Y_{16}	Y_{17}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 17

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,67 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,26 \text{ atm} = 956,51 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{17}	P_{oi}	K_i	$X_{17} = Y_{17} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	957,06	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	540,79	0,5654	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	239,17	0,2500	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 16

$$H_{15}L_{15} + H_{17}V_{17} = H_{16}L_{16} + H_{16}V_{16}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 70,35 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,35 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{16}	H_{16}	$H_{16} \cdot X_{16}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.108,09	2.107,52
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.768,54	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.530,98	0,30
Total	1,000	8.407,61	2.107,82

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 70,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,67 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{17}	H_{17}	$H_{17} \cdot Y_{17}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.749,38	3.746,23
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.434,43	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.435,20	2,70
Total	1,000	14.619,01	3.748,93

$$\begin{aligned}
 H_{15}L_{15} + H_{17}V_{17} &= H_{16}L_{16} + H_{16}V_{16} \\
 239.542,19 + 3.748,93 V_{17} &= 2.107,82 L_{16} + 588.655,94 \\
 V_{17} &= 0,56 L_{16} + 93,12
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 16

$$\begin{aligned}
 L_{15} + V_{17} &= L_{16} + V_{16} \\
 114,49 + 0,56 L_{16} + 93,12 &= L_{16} + 158,16 \\
 -0,44 L_{16} &= -49,45 \\
 L_{16} &= 112,96 \\
 V_{17} &= 156,63
 \end{aligned}$$

STAGE 17

Kondisi Operasi Stage 17

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,67 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,26 \text{ atm} = 956,51 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{18} = \left(\frac{L_{16}}{V_{17}} \right) \times (X_{17} - X_{16}) + Y_{17}$$

$$\frac{L_{16}}{V_{17}} = \frac{112,96}{156,63} = 0,7211$$

Komponen	X_{17}	X_{16}	Y_{17}	Y_{18}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 18

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,98 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,98 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,27 \text{ atm} = 968,07 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{18}	P_{oi}	K_i	$X_{18} = Y_{18} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	968,62	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	546,68	0,5647	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	242,46	0,2505	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 17

$$H_{16}L_{16} + H_{18}V_{18} = H_{17}L_{17} + H_{17}V_{17}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 70,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,67 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{17}	H_{17}	$H_{17} \cdot X_{17}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.123,46	2.122,89
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.804,12	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.541,86	0,30
Total	1,000	8.469,44	2.123,19

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 70,98 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,98 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{18}	H_{18}	$H_{18} \cdot Y_{18}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.776,26	3.773,09
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.487,82	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.459,06	2,72
Total	1,000	14.723,15	3.775,80

$$\begin{aligned}
 H_{16}L_{16} + H_{18}V_{18} &= H_{17}L_{17} + H_{17}V_{17} \\
 238.088,97 + 3.775,80 V_{18} &= 2.123,19 L_{17} + 587.202,72 \\
 V_{18} &= 0,56 L_{17} + 92,46
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 17

$$\begin{aligned}
 L_{16} + V_{18} &= L_{17} + V_{17} \\
 112,96 + 0,56 L_{17} + 92,46 &= L_{17} + 156,63 \\
 -0,44 L_{17} &= -48,78 \\
 L_{17} &= 111,46 \\
 V_{18} &= 155,14
 \end{aligned}$$

STAGE 18

Kondisi Operasi Stage 18

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 70,98 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,98 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,27 \text{ atm} = 968,07 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{19} = \left(\frac{L_{17}}{V_{18}} \right) \times (X_{18} - X_{17}) + Y_{18}$$

$$\frac{L_{17}}{V_{18}} = \frac{111,46}{155,14} = 0,7185$$

Komponen	X_{18}	X_{17}	Y_{18}	Y_{19}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 19

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,29 \text{ atm} = 979,63 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{19}	P_{oi}	K_i	$X_{19} = Y_{19} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	980,19	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	552,56	0,5641	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	245,76	0,2509	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 18

$$H_{17}L_{17} + H_{19}V_{19} = H_{18}L_{18} + H_{18}V_{18}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 70,98 \text{ } ^\circ\text{C} = 343,98 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{18}	H_{18}	$H_{18} \cdot X_{18}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.138,68	2.138,11
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.839,37	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.552,64	0,31
Total	1,000	8.530,69	2.138,41

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 71,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{19}	H_{19}	$H_{19} \cdot Y_{19}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.802,89	3.799,69
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.540,72	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.482,70	2,74
Total	1,000	14.826,30	3.802,43

$$\begin{aligned}
 H_{17}L_{17} + H_{19}V_{19} &= H_{18}L_{18} + H_{18}V_{18} \\
 236.647,12 + 3.802,43 V_{19} &= 2.138,41 L_{18} + 585.760,87 \\
 V_{19} &= 0,56 L_{18} + 91,81
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 18

$$\begin{aligned}
 L_{17} + V_{19} &= L_{18} + V_{18} \\
 111,46 + 0,56 L_{18} + 91,81 &= L_{18} + 155,14 \\
 -0,44 L_{18} &= -48,14 \\
 L_{18} &= 110,00 \\
 V_{19} &= 153,67
 \end{aligned}$$

STAGE 19

Kondisi Operasi Stage 19

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,29 \text{ atm} = 979,63 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{20} = \left(\frac{L_{18}}{V_{19}} \right) \times (X_{19} - X_{18}) + Y_{19}$$

$$\frac{L_{17}}{V_{18}} = \frac{110,00}{153,67} = 0,7158$$

Komponen	X_{19}	X_{18}	Y_{19}	Y_{20}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 20

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,61 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,30 \text{ atm} = 991,19 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{20}	P_{oi}	K_i	$X_{20} = Y_{20} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	991,75	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	558,44	0,5634	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	249,06	0,2513	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 19

$$H_{18} L_{18} + H_{20} V_{20} = H_{19} L_{19} + H_{19} V_{19}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 71,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{19}	H_{19}	$H_{19} \cdot X_{19}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.153,76	2.153,18
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.874,29	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.563,31	0,31
Total	1,000	8.591,36	2.153,49

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 71,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,61 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{20}	H_{20}	$H_{20} \cdot Y_{20}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.829,27	3.826,05
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.593,12	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.506,11	2,76
Total	1,000	14.928,50	3.828,80

$$\begin{aligned}
 H_{18}L_{18} + H_{20}V_{20} &= H_{19}L_{19} + H_{19}V_{19} \\
 235.216,47 + 3.828,80 V_{20} &= 2.153,49 L_{19} + 584.330,23 \\
 V_{20} &= 0,56 L_{19} + 91,18
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 19

$$\begin{aligned}
 L_{18} + V_{20} &= L_{19} + V_{19} \\
 110,00 + 0,56 L_{19} + 91,18 &= L_{19} + 153,67 \\
 -0,44 L_{19} &= -47,50 \\
 L_{19} &= 108,57 \\
 V_{20} &= 152,24
 \end{aligned}$$

STAGE 20

Kondisi Operasi Stage 20

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,61 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,30 \text{ atm} = 991,19 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{21} = \left(\frac{L_{19}}{V_{20}} \right) \times (X_{20} - X_{19}) + Y_{20}$$

$$\frac{L_{19}}{V_{20}} = \frac{108,57}{152,24} = 0,7131$$

Komponen	X_{20}	X_{19}	Y_{20}	Y_{21}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 21

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,92 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,92 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,32 \text{ atm} = 1002,75 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{21}	P_{oi}	K_i	$X_{21} = Y_{21} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1003,32	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	564,31	0,5628	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	252,37	0,2517	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 20

$$H_{19} L_{19} + H_{21} V_{21} = H_{20} L_{20} + H_{20} V_{20}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 71,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,61 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{20}	H_{20}	$H_{20} \cdot X_{20}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.168,71	2.168,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.908,90	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.573,87	0,31
Total	1,000	8.651,48	2.168,43

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 71,92 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,92 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{21}	H_{21}	$H_{21} \cdot Y_{21}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.855,41	3.852,16
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.645,05	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.529,29	2,78
Total	1,000	15.029,75	3.854,94

$$\begin{aligned}
 H_{19}L_{19} + H_{21}V_{21} &= H_{20}L_{20} + H_{20}V_{20} \\
 233.796,86 + 3.854,94 V_{21} &= 2.168,43 L_{20} + 582.910,62 \\
 V_{21} &= 0,56 L_{20} + 90,56
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 20

$$\begin{aligned}
 L_{19} + V_{21} &= L_{20} + V_{20} \\
 108,57 + 0,56 L_{20} + 90,56 &= L_{20} + 152,24 \\
 -0,44 L_{20} &= -46,89 \\
 L_{20} &= 107,17 \\
 V_{21} &= 150,85
 \end{aligned}$$

STAGE 21

Kondisi Operasi Stage 21

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 71,92 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,92 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,32 \text{ atm} = 1002,75 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{22} = \left(\frac{L_{20}}{V_{21}} \right) \times (X_{21} - X_{20}) + Y_{21}$$

$$\frac{L_{20}}{V_{21}} = \frac{107,17}{150,85} = 0,7105$$

Komponen	X_{21}	X_{20}	Y_{21}	Y_{22}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 22

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,23 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,23 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,33 \text{ atm} = 1014,31 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{22}	P_{oi}	K_i	$X_{22} = Y_{22} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1014,89	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	570,17	0,5621	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	255,69	0,2521	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 21

$$H_{20}L_{20} + H_{22}V_{22} = H_{21}L_{21} + H_{21}V_{21}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 71,92 \text{ } ^\circ\text{C} = 344,92 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{21}	H_{21}	$H_{21} \cdot X_{21}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.183,51	2.182,92
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.943,21	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.584,34	0,31
Total	1,000	8.711,06	2.183,23

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 72,23 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,23 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{22}	H_{22}	$H_{22} \cdot Y_{22}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.881,31	3.878,04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.696,51	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.552,25	2,79
Total	1,000	15.130,07	3.880,84

$$\begin{aligned}
 H_{20}L_{20} + H_{22}V_{22} &= H_{21}L_{21} + H_{21}V_{21} \\
 232.388,13 + 3.880,84 V_{22} &= 2.183,23 L_{21} + 581.501,89 \\
 V_{22} &= 0,56 L_{21} + 89,96
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 21

$$\begin{aligned}
 L_{20} + V_{22} &= L_{21} + V_{21} \\
 107,17 + 0,56 L_{21} + 89,96 &= L_{21} + 150,85 \\
 -0,44 L_{21} &= -46,28 \\
 L_{21} &= 105,80 \\
 V_{22} &= 149,48
 \end{aligned}$$

STAGE 22

Kondisi Operasi Stage 22

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,23 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,23 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,33 \text{ atm} = 1014,31 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{23} = \left(\frac{L_{21}}{V_{22}} \right) \times (X_{22} - X_{21}) + Y_{22}$$

$$\frac{L_{21}}{V_{22}} = \frac{105,80}{149,48} = 0,7078$$

Komponen	X_{22}	X_{21}	Y_{22}	Y_{23}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 23

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,53 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,53 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,35 \text{ atm} = 1025,87 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{23}	P_{oi}	K_i	$X_{23} = Y_{23} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1026,45	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	576,03	0,5615	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	259,01	0,2525	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 22

$$H_{21}L_{21} + H_{23}V_{23} = H_{22}L_{22} + H_{22}V_{22}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 72,23 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,23 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{22}	H_{22}	$H_{22} \cdot X_{22}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.198,18	2.197,58
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	4.977,21	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.594,71	0,32
Total	1,000	8.770,10	2.197,90

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 72,53 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,53 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{23}	H_{23}	$H_{23} \cdot Y_{23}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.906,98	3.903,69
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.747,51	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.575,00	2,81
Total	1,000	15.229,50	3.906,51

$$\begin{aligned}
 H_{21}L_{21} + H_{23}V_{23} &= H_{22}L_{22} + H_{22}V_{22} \\
 230.990,11 + 3.906,51 V_{23} &= 2.197,90 L_{22} + 580.103,87 \\
 V_{23} &= 0,56 L_{22} + 89,37
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 22

$$\begin{aligned}
 L_{21} + V_{23} &= L_{22} + V_{22} \\
 105,80 + 0,56 L_{22} + 89,37 &= L_{22} + 149,48 \\
 -0,44 L_{22} &= -45,69 \\
 L_{22} &= 104,46 \\
 V_{23} &= 148,14
 \end{aligned}$$

STAGE 23

Kondisi Operasi Stage 23

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,53 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,53 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,35 \text{ atm} = 1025,87 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{24} = \left(\frac{L_{22}}{V_{23}} \right) \times (X_{23} - X_{22}) + Y_{23}$$

$$\frac{L_{22}}{V_{23}} = \frac{104,46}{148,14} = 0,7052$$

Komponen	X_{23}	X_{22}	Y_{23}	Y_{24}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 24

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,83 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,37 \text{ atm} = 1037,43 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{24}	P_{oi}	K_i	$X_{24} = Y_{24} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1038,02	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	581,87	0,5609	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	262,33	0,2529	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 23

$$H_{22}L_{22} + H_{24}V_{24} = H_{23}L_{23} + H_{23}V_{23}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 72,53 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,53 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{23}	H_{23}	$H_{23} \cdot X_{23}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.212,72	2.212,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.010,91	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.604,98	0,32
Total	1,000	8.828,61	2.212,44

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 72,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,83 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{24}	H_{24}	$H_{24} \cdot Y_{24}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.932,43	3.929,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.798,07	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.597,54	2,83
Total	1,000	15.328,04	3.931,95

$$\begin{aligned}
 H_{22}L_{22} + H_{24}V_{24} &= H_{23}L_{23} + H_{23}V_{23} \\
 229.602,65 + 3.931,95 V_{24} &= 2.212,44 L_{23} + 578.716,40 \\
 V_{24} &= 0,56 L_{23} + 88,79
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 23

$$\begin{aligned}
 L_{22} + V_{24} &= L_{23} + V_{23} \\
 104,46 + 0,56 L_{23} + 88,79 &= L_{23} + 148,14 \\
 -0,44 L_{23} &= -45,11 \\
 L_{23} &= 103,16 \\
 V_{24} &= 146,83
 \end{aligned}$$

STAGE 24

Kondisi Operasi Stage 24

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 72,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,83 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,37 \text{ atm} = 1037,43 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{25} = \left(\frac{L_{23}}{V_{24}} \right) \times (X_{24} - X_{23}) + Y_{24}$$

$$\frac{L_{23}}{V_{24}} = \frac{103,16}{146,83} = 0,7025$$

Komponen	X_{24}	X_{23}	Y_{24}	Y_{25}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 25

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,13 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,38 \text{ atm} = 1048,98 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{25}	P_{oi}	K_i	$X_{25} = Y_{25} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1049,58	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	587,72	0,5603	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	265,66	0,2533	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 24

$$H_{23}L_{23} + H_{25}V_{25} = H_{24}L_{24} + H_{24}V_{24}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 72,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 345,83 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{24}	H_{24}	$H_{24} \cdot X_{24}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.227,13	2.226,52
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.044,33	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.615,15	0,32
Total	1,000	8.886,61	2.226,85

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 73,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,13 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{25}	H_{25}	$H_{25} \cdot Y_{25}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.957,66	3.954,32
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.848,18	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.619,87	2,85
Total	1,000	15.425,71	3.957,17

$$\begin{aligned}
 H_{23}L_{23} + H_{25}V_{25} &= H_{24}L_{24} + H_{24}V_{24} \\
 228.225,58 + 3.957,17 V_{25} &= 2.226,85 L_{24} + 577.339,34 \\
 V_{25} &= 0,56 L_{24} + 88,22
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 24

$$\begin{aligned}
 L_{23} + V_{25} &= L_{24} + V_{24} \\
 103,16 + 0,56 L_{24} + 88,22 &= L_{24} + 146,83 \\
 -0,44 L_{24} &= -44,55 \\
 L_{24} &= 101,87 \\
 V_{25} &= 145,55
 \end{aligned}$$

STAGE 25

Kondisi Operasi Stage 25

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,13 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,38 \text{ atm} = 1048,98 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{26} = \left(\frac{L_{24}}{V_{25}} \right) \times (X_{25} - X_{24}) + Y_{25}$$

$$\frac{L_{24}}{V_{25}} = \frac{101,87}{145,55} = 0,6999$$

Komponen	X_{25}	X_{24}	Y_{25}	Y_{26}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 26

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,42 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,40 \text{ atm} = 1060,54 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{26}	P_{oi}	K_i	$X_{26} = Y_{26} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1061,15	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	593,55	0,5597	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	268,99	0,2536	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 25

$$H_{24} L_{24} + H_{26} V_{26} = H_{25} L_{25} + H_{25} V_{25}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 73,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,13 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{25}	H_{25}	$H_{25} \cdot X_{25}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.241,41	2.240,80
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.077,46	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.625,24	0,32
Total	1,000	8.944,11	2.241,13

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 73,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,42 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{26}	H_{26}	$H_{26} \cdot Y_{26}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	3.982,66	3.979,30
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.897,86	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.642,01	2,87
Total	1,000	15.522,53	3.982,17

$$\begin{aligned}
 H_{24}L_{24} + H_{26}V_{26} &= H_{25}L_{25} + H_{25}V_{25} \\
 226.858,76 + 3.982,17 V_{26} &= 2.241,13 L_{25} + 575.972,52 \\
 V_{26} &= 0,56 L_{25} + 87,67
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 25

$$\begin{aligned}
 L_{24} + V_{26} &= L_{25} + V_{25} \\
 101,87 + 0,56 L_{25} + 87,67 &= L_{25} + 145,55 \\
 -0,44 L_{25} &= -43,99 \\
 L_{25} &= 100,62 \\
 V_{26} &= 144,30
 \end{aligned}$$

STAGE 26

Kondisi Operasi Stage 26

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,42 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,40 \text{ atm} = 1060,54 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{27} = \left(\frac{L_{25}}{V_{26}} \right) \times (X_{27} - X_{26}) + Y_{26}$$

$$\frac{L_{25}}{V_{26}} = \frac{100,62}{144,30} = 0,6973$$

Komponen	X_{26}	X_{25}	Y_{26}	Y_{27}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 27

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,71 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,71 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,41 \text{ atm} = 1072,10 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{27}	P_{oi}	K_i	$X_{27} = Y_{27} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1072,71	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	599,38	0,5591	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	272,33	0,2540	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 26

$$H_{25} L_{25} + H_{27} V_{27} = H_{26} L_{26} + H_{26} V_{26}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 73,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,42 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{26}	H_{26}	$H_{26} \cdot X_{26}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.255,58	2.254,96
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.110,31	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.635,23	0,33
Total	1,000	9.001,12	2.255,29

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 73,71 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,71 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{27}	H_{27}	$H_{27} \cdot Y_{27}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	4.007,46	4.004,08
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.947,12	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.663,94	2,89
Total	1,000	15.618,52	4.006,96

$$\begin{aligned}
 H_{25}L_{25} + H_{27}V_{27} &= H_{26}L_{26} + H_{26}V_{26} \\
 225.502,03 + 4.006,96 V_{27} &= 2.255,29 L_{26} + 574.615,79 \\
 V_{27} &= 0,56 L_{26} + 87,13
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 26

$$\begin{aligned}
 L_{25} + V_{27} &= L_{26} + V_{26} \\
 100,62 + 0,56 L_{26} + 87,13 &= L_{26} + 144,30 \\
 -0,44 L_{26} &= -43,45 \\
 L_{26} &= 99,39 \\
 V_{27} &= 143,07
 \end{aligned}$$

STAGE 27

Kondisi Operasi Stage 27

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 73,71 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,71 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,41 \text{ atm} = 1072,10 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{28} = \left(\frac{L_{26}}{V_{27}} \right) \times (X_{27} - X_{26}) + Y_{27}$$

$$\frac{L_{26}}{V_{27}} = \frac{99,39}{143,07} = 0,6947$$

Komponen	X_{27}	X_{26}	Y_{27}	Y_{28}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 28

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,00 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,43 \text{ atm} = 1083,66 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{28}	P_{oi}	K_i	$X_{28} = Y_{28} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1084,28	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	605,20	0,5585	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	275,67	0,2544	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 27

$$H_{26} L_{26} + H_{28} V_{28} = H_{27} L_{27} + H_{27} V_{27}$$

$$\begin{aligned} 1. \text{ } T &= 73,71 \text{ } ^\circ\text{C} = 346,71 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{27}	H_{27}	$H_{27} \cdot X_{27}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.269,61	2.268,99
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.142,89	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.645,14	0,33
Total	1,000	9.057,64	2.269,32

$$\begin{aligned} 2. \text{ } T &= 74,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,00 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{28}	H_{28}	$H_{28} \cdot Y_{28}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	4.032,04	4.028,64
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	7.995,97	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.685,68	2,91
Total	1,000	15.713,69	4.031,55

$$\begin{aligned}
 H_{26}L_{26} + H_{28}V_{28} &= H_{27}L_{27} + H_{27}V_{27} \\
 224.155,25 + 4.031,55 V_{28} &= 2.269,32 L_{27} + 573.269,00 \\
 V_{28} &= 0,56 L_{27} + 86,60
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 27

$$\begin{aligned}
 L_{26} + V_{28} &= L_{27} + V_{27} \\
 99,39 + 0,56 L_{27} + 86,60 &= L_{27} + 143,07 \\
 -0,44 L_{27} &= -42,92 \\
 L_{27} &= 98,19 \\
 V_{28} &= 141,86
 \end{aligned}$$

STAGE 28

Kondisi Operasi Stage 28

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,00 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,43 \text{ atm} = 1083,66 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{29} = \left(\frac{L_{27}}{V_{28}} \right) \times (X_{28} - X_{27}) + Y_{28}$$

$$\frac{L_{27}}{V_{28}} = \frac{98,19}{141,86} = 0,6921$$

Komponen	X_{28}	X_{27}	Y_{28}	Y_{29}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 29

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,29 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,44 \text{ atm} = 1095,22 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{29}	P_{oi}	K_i	$X_{29} = Y_{29} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1095,85	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	611,02	0,5579	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	279,02	0,2548	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 28

$$H_{27}L_{27} + H_{29}V_{29} = H_{28}L_{28} + H_{28}V_{28}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 74,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,00 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{28}	H_{28}	$H_{28} \cdot X_{28}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.283,54	2.282,91
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.175,20	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.654,95	0,33
Total	1,000	9.113,69	2.283,24

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 74,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,29 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{29}	H_{29}	$H_{29} \cdot Y_{29}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	4.056,42	4.053,00
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	8.044,41	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.707,23	2,92
Total	1,000	15.808,07	4.055,92

$$\begin{aligned}
 H_{27}L_{27} + H_{29}V_{29} &= H_{28}L_{28} + H_{28}V_{28} \\
 222.818,26 + 4.055,92 V_{29} &= 2.283,24 L_{28} + 571.932,01 \\
 V_{29} &= 0,56 L_{28} + 86,08
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 28

$$\begin{aligned}
 L_{27} + V_{29} &= L_{28} + V_{28} \\
 98,19 + 0,56 L_{28} + 86,08 &= L_{28} + 141,86 \\
 -0,44 L_{28} &= -42,40 \\
 L_{28} &= 97,01 \\
 V_{29} &= 140,68
 \end{aligned}$$

STAGE 29

Kondisi Operasi Stage 29

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,29 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,44 \text{ atm} = 1095,22 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{30} = \left(\frac{L_{28}}{V_{29}} \right) \times (X_{29} - X_{28}) + Y_{29}$$

$$\frac{L_{28}}{V_{29}} = \frac{97,01}{140,68} = 0,6895$$

Komponen	X_{29}	X_{28}	Y_{29}	Y_{30}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 30

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,57 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,57 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,46 \text{ atm} = 1106,78 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{30}	P_{oi}	K_i	$X_{30} = Y_{30} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1107,41	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	616,83	0,5573	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	282,38	0,2551	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 29

$$H_{28} L_{28} + H_{30} V_{30} = H_{29} L_{29} + H_{29} V_{29}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 74,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,29 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{29}	H_{29}	$H_{29} \cdot X_{29}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.297,34	2.296,71
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.207,25	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.664,69	0,33
Total	1,000	9.169,28	2.297,04

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 74,57 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,57 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{30}	H_{30}	$H_{30} \cdot Y_{30}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	4.080,60	4.077,16
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	8.092,45	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.728,60	2,94
Total	1,000	15.901,65	4.080,10

$$\begin{aligned}
 H_{28}L_{28} + H_{30}V_{30} &= H_{29}L_{29} + H_{29}V_{29} \\
 221.490,92 + 4.080,10 V_{30} &= 2.297,04 L_{29} + 570.604,67 \\
 V_{30} &= 0,56 L_{29} + 85,57
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 29

$$\begin{aligned}
 L_{28} + V_{30} &= L_{29} + V_{29} \\
 97,01 + 0,56 L_{29} + 85,57 &= L_{29} + 140,68 \\
 -0,44 L_{29} &= -41,89 \\
 L_{29} &= 95,85 \\
 V_{30} &= 139,53
 \end{aligned}$$

STAGE 30

Kondisi Operasi Stage 30

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,57 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,57 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,46 \text{ atm} = 1106,78 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{31} = \left(\frac{L_{29}}{V_{30}} \right) \times (X_{30} - X_{29}) + Y_{30}$$

$$\frac{L_{29}}{V_{30}} = \frac{95,85}{139,53} = 0,687$$

Komponen	X_{30}	X_{29}	Y_{30}	Y_{31}
CH ₃ OH (l)	0,9997	0,9997	0,9992	0,9992
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O (l)	0,0002	0,0002	0,0008	0,0008
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage Reboiler

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 74,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,85 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,47 \text{ atm} = 1118,34 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{31}	P_{oi}	K_i	$X_{31} = Y_{31} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,9992	1118,98	1,0006	0,9997
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	622,63	0,5567	0,0000
H ₂ O (l)	0,0008	285,73	0,2555	0,0002
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 30

$$H_{29} L_{29} + H_{31} V_{31} = H_{30} L_{30} + H_{30} V_{30}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 74,57 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,57 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{30}	H_{30}	$H_{30} \cdot X_{30}$
CH ₃ OH (l)	0,9997	2.311,03	2.310,40
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	5.239,04	0,00
H ₂ O (l)	0,0002	1.674,33	0,34
Total	1,000	9.224,41	2.310,73

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 74,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,85 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{31}	H_{31}	$H_{31} \cdot Y_{31}$
CH ₃ OH (l)	0,9992	4.104,58	4.101,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0000	8.140,10	0,00
H ₂ O (l)	0,0008	3.749,78	2,96
Total	1,000	15.994,47	4.104,08

$$\begin{aligned}
 H_{29}L_{29} + H_{31}V_{31} &= H_{30}L_{30} + H_{30}V_{30} \\
 220.173,09 + 4.104,08 V_{31} &= 2.310,73 L_{30} + 569.286,85 \\
 V_{31} &= 0,56 L_{30} + 85,07
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 30

$$\begin{aligned}
 L_{29} + V_{31} &= L_{30} + V_{30} \\
 95,85 + 0,56 L_{30} + 85,07 &= L_{30} + 139,53 \\
 -0,44 L_{30} &= -41,39 \\
 L_{30} &= 94,72 \\
 V_{31} &= 138,39
 \end{aligned}$$

REBOILER

Perhitungan dilakukan secara *Down-Top* sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 V' &= V_0 \\
 &= 182,63 \text{ kmol/jam} \\
 L' &= L_0 + \text{Feed} \\
 &= 138,95 + 132,84 \\
 &= 271,79 \text{ kmol/jam} \\
 \frac{V'}{L'} &= \frac{182,63}{271,79} \\
 &= 0,6720
 \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Reboiler :

$$\text{Suhu} = 102,09 \text{ } ^\circ\text{C} = 375,09 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,47 \text{ atm} = 1118,34 \text{ mmHg}$$

Komponen	kmol/jam	X_B	P_{oi}	K_i	$Y_B = X_B \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0654	0,0007	2.811,64	2,5141	0,0018
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,0451	0,4940	1.427,41	1,2764	0,6305
H ₂ O (l)	45,0482	0,5053	813,76	0,7276	0,3677
Total	89,1588	1,0000			1,0000

$$X_{30} = 0,6720 Y_B + 0,3280 X_B$$

Kondisi Operasi Stage 30

$$\text{Suhu} = 100,08 \text{ } ^\circ\text{C} = 373,08 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,46 \text{ atm} = 1106,78 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{30}	P_{oi}	K_i	$Y_{30} = X_{30} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0015	2640,3030	2,3856	0,0035
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5857	1348,9080	1,2188	0,7139
H ₂ O (l)	0,4128	757,7719	0,6847	0,2826
Total	1,000			1,0000

Komponen	X_B	Y_B	X_{30}	Y_{30}	X_{29}
CH ₃ OH (l)	0,0007	0,0018	0,0015	0,0035	0,0026
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4940	0,6305	0,5857	0,7139	0,6418
H ₂ O (l)	0,5053	0,3677	0,4128	0,2826	0,3557
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 29

Suhu = 98,69 °C = 371,69 K

Tekanan = 1,44 atm = 1095,22 mmHg

Komponen	X_{29}	P_{oi}	K_i	$Y_{29} = X_{29} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0026	2.526,94	2,3072	0,0060
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6418	1.296,68	1,1839	0,7598
H ₂ O (l)	0,3557	720,98	0,6583	0,2341
Total	1,000			1,0000

Komponen	X_{30}	Y_{30}	X_{29}	Y_{29}	X_{28}
CH ₃ OH (l)	0,0015	0,0035	0,0026	0,0060	0,0043
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5857	0,7139	0,6418	0,7598	0,6726
H ₂ O (l)	0,4128	0,2826	0,3557	0,2341	0,3231
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 28

Suhu = 97,71 °C = 370,71 K

Tekanan = 1,43 atm = 1083,66 mmHg

Komponen	X_{28}	P_{oi}	K_i	$Y_{28} = X_{28} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0043	2.448,81	2,2598	0,0097
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6726	1.260,55	1,1632	0,7824
H ₂ O (l)	0,3231	695,75	0,6420	0,2074
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{29}	Y_{29}	X_{28}	Y_{28}	X_{27}
CH ₃ OH (l)	0,0026	0,0060	0,0043	0,0097	0,0068
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6418	0,7598	0,6726	0,7824	0,6878
H ₂ O (l)	0,3557	0,2341	0,3231	0,2074	0,3051
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 27

Suhu = 96,98 °C = 369,98 K

Tekanan = 1,41 atm = 1072,10 mmHg

Komponen	X_{27}	P_{oi}	K_i	$Y_{27} = X_{27} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0068	2.392,63	2,2317	0,0151
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6878	1.234,49	1,1515	0,7920
H ₂ O (l)	0,3051	677,67	0,6321	0,1929
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{28}	Y_{28}	X_{27}	Y_{27}	X_{26}
CH ₃ OH (l)	0,0043	0,0097	0,0068	0,0151	0,0104
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6726	0,7824	0,6878	0,7920	0,6942
H ₂ O (l)	0,3231	0,2074	0,3051	0,1929	0,2953
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 26

Suhu = 96,32 °C = 369,32 K

Tekanan = 1,40 atm = 1060,54 mmHg

Komponen	X_{26}	P_{oi}	K_i	$Y_{26} = X_{26} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0104	2.342,28	2,2086	0,0229
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6942	1.211,09	1,1420	0,7928
H ₂ O (l)	0,2953	661,52	0,6238	0,1842
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{27}	Y_{27}	X_{26}	Y_{26}	X_{25}
CH ₃ OH (l)	0,0068	0,0151	0,0104	0,0229	0,0156
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6878	0,7920	0,6942	0,7928	0,6948
H ₂ O (l)	0,3051	0,1929	0,2953	0,1842	0,2895
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 25

Suhu = 95,68 °C = 368,68 K

Tekanan = 1,38 atm = 1048,98 mmHg

Komponen	X_{25}	P_{oi}	K_i	$Y_{25} = X_{25} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0156	2.294,36	2,1872	0,0342
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6948	1.188,77	1,1333	0,7873
H ₂ O (l)	0,2895	646,18	0,6160	0,1784
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{26}	Y_{26}	X_{25}	Y_{25}	X_{24}
CH ₃ OH (l)	0,0104	0,0229	0,0156	0,0342	0,0232
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6942	0,7928	0,6948	0,7873	0,6911
H ₂ O (l)	0,2953	0,1842	0,2895	0,1784	0,2856
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 24

Suhu = 94,99 °C = 367,99 K

Tekanan = 1,37 atm = 1037,43 mmHg

Komponen	X_{24}	P_{oi}	K_i	$Y_{24} = X_{24} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0232	2.243,83	2,1629	0,0503
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6911	1.165,18	1,1231	0,7762
H ₂ O (l)	0,2856	630,05	0,6073	0,1734
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{25}	Y_{25}	X_{24}	Y_{24}	X_{23}
CH ₃ OH (l)	0,0156	0,0342	0,0232	0,0503	0,0340
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6948	0,7873	0,6911	0,7762	0,6836
H ₂ O (l)	0,2895	0,1784	0,2856	0,1734	0,2823
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 23

$$\text{Suhu} = 94,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 367,21 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,35 \text{ atm} = 1025,87 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{23}	P_{oi}	K_i	$Y_{23} = X_{23} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0340	2.187,65	2,1325	0,0725
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6836	1.138,89	1,1102	0,7590
H ₂ O (l)	0,2823	612,18	0,5967	0,1685
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{24}	Y_{24}	X_{23}	Y_{23}	X_{22}
CH ₃ OH (l)	0,0232	0,0503	0,0340	0,0725	0,0490
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6911	0,7762	0,6836	0,7590	0,6720
H ₂ O (l)	0,2856	0,1734	0,2823	0,1685	0,2789
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 22

$$\text{Suhu} = 93,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 366,30 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,33 \text{ atm} = 1014,31 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{22}	P_{oi}	K_i	$Y_{22} = X_{22} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0490	2.123,62	2,0937	0,1025
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6720	1.108,84	1,0932	0,7347
H ₂ O (l)	0,2789	591,88	0,5835	0,1628
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{23}	Y_{23}	X_{22}	Y_{22}	X_{21}
CH ₃ OH (l)	0,0340	0,0725	0,0490	0,1025	0,0691
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6836	0,7590	0,6720	0,7347	0,6557
H ₂ O (l)	0,2823	0,1685	0,2789	0,1628	0,2751
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 21

Suhu = 92,24 °C = 365,24 K

Tekanan = 1,32 atm = 1002,75 mmHg

Komponen	X_{21}	P_{oi}	K_i	$Y_{21} = X_{21} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0691	2.050,55	2,0449	0,1414
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6557	1.074,44	1,0715	0,7026
H ₂ O (l)	0,2751	568,81	0,5673	0,1561
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{22}	Y_{22}	X_{21}	Y_{21}	X_{20}
CH ₃ OH (l)	0,0490	0,1025	0,0691	0,1414	0,0952
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6720	0,7347	0,6557	0,7026	0,6342
H ₂ O (l)	0,2789	0,1628	0,2751	0,1561	0,2706
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 20

Suhu = 91,01 °C = 364,01 K

Tekanan = 1,30 atm = 991,19 mmHg

Komponen	X_{20}	P_{oi}	K_i	$Y_{20} = X_{20} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0952	1.968,73	1,9862	0,1892
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6342	1.035,77	1,0450	0,6627
H ₂ O (l)	0,2706	543,11	0,5479	0,1483
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{21}	Y_{21}	X_{20}	Y_{20}	X_{19}
CH ₃ OH (l)	0,0691	0,1414	0,0952	0,1892	0,1274
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6557	0,7026	0,6342	0,6627	0,6074
H ₂ O (l)	0,2751	0,1561	0,2706	0,1483	0,2654
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 19

Suhu = 89,63 °C = 362,63 K

Tekanan = 1,29 atm = 979,63 mmHg

Komponen	X_{19}	P_{oi}	K_i	$Y_{19} = X_{19} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1274	1.880,37	1,9195	0,2445
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6074	993,82	1,0145	0,6162
H ₂ O (l)	0,2654	515,52	0,5262	0,1397
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{20}	Y_{20}	X_{19}	Y_{19}	X_{18}
CH ₃ OH (l)	0,0952	0,1892	0,1274	0,2445	0,1645
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6342	0,6627	0,6074	0,6162	0,5761
H ₂ O (l)	0,2706	0,1483	0,2654	0,1397	0,2596
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 18

Suhu = 88,16 °C = 361,16 K

Tekanan = 1,27 atm = 968,07 mmHg

Komponen	X_{18}	P_{oi}	K_i	$Y_{18} = X_{18} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1645	1.789,49	1,8485	0,3041
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5761	950,46	0,9818	0,5656
H ₂ O (l)	0,2596	487,31	0,5034	0,1307
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{19}	Y_{19}	X_{18}	Y_{18}	X_{17}
CH ₃ OH (l)	0,1274	0,2445	0,1645	0,3041	0,2046
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6074	0,6162	0,5761	0,5656	0,5421
H ₂ O (l)	0,2654	0,1397	0,2596	0,1307	0,2536
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 17

Suhu = 86,67 °C = 359,67 K

Tekanan = 1,26 atm = 956,51 mmHg

Komponen	X_{17}	P_{oi}	K_i	$Y_{17} = X_{17} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2046	1.701,03	1,7784	0,3638
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5421	908,05	0,9493	0,5147
H ₂ O (l)	0,2536	460,03	0,4809	0,1219
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{18}	Y_{18}	X_{17}	Y_{17}	X_{16}
CH ₃ OH (l)	0,1645	0,3041	0,2046	0,3638	0,2447
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5761	0,5656	0,5421	0,5147	0,5079
H ₂ O (l)	0,2596	0,1307	0,2536	0,1219	0,2477
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 16

Suhu = 85,24 °C = 358,24 K

Tekanan = 1,24 atm = 944,95 mmHg

Komponen	X_{16}	P_{oi}	K_i	$Y_{16} = X_{16} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2447	1.619,54	1,7139	0,4194
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5079	868,78	0,9194	0,4669
H ₂ O (l)	0,2477	435,07	0,4604	0,1140
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{17}	Y_{17}	X_{16}	Y_{16}	X_{15}
CH ₃ OH (l)	0,2046	0,3638	0,2447	0,4194	0,2821
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5421	0,5147	0,5079	0,4669	0,4758
H ₂ O (l)	0,2536	0,1219	0,2477	0,1140	0,2424
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 15

Suhu = 83,93 °C = 356,93 K

Tekanan = 1,23 atm = 933,39 mmHg

Komponen	X_{15}	P_{oi}	K_i	$Y_{15} = X_{15} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2821	1.547,94	1,6584	0,4678
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4758	834,11	0,8936	0,4252
H ₂ O (l)	0,2424	413,27	0,4428	0,1073
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{16}	Y_{16}	X_{15}	Y_{15}	X_{14}
CH ₃ OH (l)	0,2447	0,4194	0,2821	0,4678	0,3146
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5079	0,4669	0,4758	0,4252	0,4478
H ₂ O (l)	0,2477	0,1140	0,2424	0,1073	0,2379
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 14

Suhu = 82,78 °C = 355,78 K

Tekanan = 1,21 atm = 921,83 mmHg

Komponen	X_{14}	P_{oi}	K_i	$Y_{14} = X_{14} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3146	1.487,19	1,6133	0,5075
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4478	804,56	0,8728	0,3908
H ₂ O (l)	0,2379	394,89	0,4284	0,1019
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{15}	Y_{15}	X_{14}	Y_{14}	X_{13}
CH ₃ OH (l)	0,2821	0,4678	0,3146	0,5075	0,3412
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4758	0,4252	0,4478	0,3908	0,4247
H ₂ O (l)	0,2424	0,1073	0,2379	0,1019	0,2342
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 13

Suhu = 81,80 °C = 354,80 K

Tekanan = 1,20 atm = 910,27 mmHg

Komponen	X_{13}	P_{oi}	K_i	$Y_{13} = X_{13} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3412	1.436,64	1,5783	0,5386
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4247	779,88	0,8568	0,3638
H ₂ O (l)	0,2342	379,66	0,4171	0,0977
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{14}	Y_{14}	X_{13}	Y_{13}	X_{12}
CH ₃ OH (l)	0,3146	0,5075	0,3412	0,5386	0,3621
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4478	0,3908	0,4247	0,3638	0,4065
H ₂ O (l)	0,2379	0,1019	0,2342	0,0977	0,2314
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 12

Suhu = 80,98 °C = 353,98 K

Tekanan = 1,18 atm = 898,71 mmHg

Komponen	X_{12}	P_{oi}	K_i	$Y_{12} = X_{12} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3621	1.395,75	1,5531	0,5624
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4065	759,86	0,8455	0,3437
H ₂ O (l)	0,2314	367,40	0,4088	0,0946
Total	1,000			1,00

Komponen	X_{13}	Y_{13}	X_{12}	Y_{12}	X_{11}
CH ₃ OH (l)	0,3412	0,5386	0,3621	0,5624	0,3781
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4247	0,3638	0,4065	0,3437	0,3930
H ₂ O (l)	0,2342	0,0977	0,2314	0,0946	0,2293
Total	1,000	1,000	1,000	1,001	1,000

Kondisi Operasi Stage 11

Suhu = 80,22 °C = 353,22 K

Tekanan = 1,17 atm = 887,15 mmHg

Komponen	X_{11}	P_{oi}	K_i	$Y_{11} = X_{11} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3781	1.358,93	1,5318	0,5792
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3930	741,77	0,8361	0,3286
H ₂ O (l)	0,2293	356,40	0,4017	0,0921
Total	1,000			1,00

Komponen	X_{12}	Y_{12}	X_{11}	Y_{11}	X_{10}
CH ₃ OH (l)	0,3621	0,5624	0,3781	0,5792	0,3895
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4065	0,3437	0,3930	0,3286	0,3829
H ₂ O (l)	0,2314	0,0946	0,2293	0,0921	0,2276
Total	1,000	1,001	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 10

Suhu = 79,62 °C = 352,62 K

Tekanan = 1,15 atm = 875,59 mmHg

Komponen	X_{10}	P_{oi}	K_i	$Y_{10} = X_{10} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3895	1.329,74	1,5187	0,5915
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3829	727,40	0,8308	0,3181
H ₂ O (l)	0,2276	347,71	0,3971	0,0904
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{11}	Y_{11}	X_{10}	Y_{10}	X_9
CH ₃ OH (l)	0,3781	0,5792	0,3895	0,5915	0,3977
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3930	0,3286	0,3829	0,3181	0,3758
H ₂ O (l)	0,2293	0,0921	0,2276	0,0904	0,2265
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 9

Suhu = 79,06 °C = 352,06 K

Tekanan = 1,14 atm = 864,03 mmHg

Komponen	X_9	P_{oi}	K_i	$Y_9 = X_9 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3977	1.303,70	1,5089	0,6000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3758	714,56	0,8270	0,3108
H ₂ O (l)	0,2265	339,97	0,3935	0,0891
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{10}	Y_{10}	X_9	Y_9	X_8
CH ₃ OH (l)	0,3895	0,5915	0,3977	0,6000	0,4034
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3829	0,3181	0,3758	0,3108	0,3709
H ₂ O (l)	0,2276	0,0904	0,2265	0,0891	0,2256
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 8

Suhu = 78,56 °C = 351,56 K

Tekanan = 1,12 atm = 852,48 mmHg

Komponen	X_8	P_{oi}	K_i	$Y_8 = X_8 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4034	1.280,33	1,5019	0,6059
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3709	703,00	0,8247	0,3059
H ₂ O (l)	0,2256	333,05	0,3907	0,0882
Total	1,000			1,000

Komponen	X_9	Y_9	X_8	Y_8	X_7
CH ₃ OH (l)	0,3977	0,6000	0,4034	0,6059	0,4074
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3758	0,3108	0,3709	0,3059	0,3676
H ₂ O (l)	0,2265	0,0891	0,2256	0,0882	0,2250
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 7

Suhu = 78,09 °C = 351,09 K

Tekanan = 1,11 atm = 840,92 mmHg

Komponen	X_7	P_{oi}	K_i	$Y_7 = X_7 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4074	1.258,86	1,4970	0,6099
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3676	692,37	0,8234	0,3026
H ₂ O (l)	0,2250	326,71	0,3885	0,0874
Total	1,000			1,000

Komponen	X_8	Y_8	X_7	Y_7	X_6
CH ₃ OH (l)	0,4034	0,6059	0,4074	0,6099	0,4100
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3709	0,3059	0,3676	0,3026	0,3654
H ₂ O (l)	0,2256	0,0882	0,2250	0,0874	0,2245
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 6

Suhu = 77,64 °C = 350,64 K

Tekanan = 1,09 atm = 829,36 mmHg

Komponen	X_6	P_{oi}	K_i	$Y_6 = X_6 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4100	1.238,72	1,4936	0,6124
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3654	682,38	0,8228	0,3007
H ₂ O (l)	0,2245	320,77	0,3868	0,0868
Total	1,000			1,000

Komponen	X_7	Y_7	X_6	Y_6	X_5
CH ₃ OH (l)	0,4074	0,6099	0,4100	0,6124	0,4118
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3676	0,3026	0,3654	0,3007	0,3641
H ₂ O (l)	0,2250	0,0874	0,2245	0,0868	0,2241
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 5

Suhu = 77,21 °C = 350,21 K

Tekanan = 1,08 atm = 817,80 mmHg

Komponen	X_5	P_{oi}	K_i	$Y_5 = X_5 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4118	1.219,49	1,4912	0,6140
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3641	672,83	0,8227	0,2995
H ₂ O (l)	0,2241	315,11	0,3853	0,0863
Total	1,000			1,000

Komponen	X_6	Y_6	X_5	Y_5	X_4
CH ₃ OH (l)	0,4100	0,6124	0,4118	0,6140	0,4128
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3654	0,3007	0,3641	0,2995	0,3633
H ₂ O (l)	0,2245	0,0868	0,2241	0,0863	0,2238
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 4

Suhu = 76,79 °C = 349,79 K

Tekanan = 1,06 atm = 806,24 mmHg

Komponen	X_4	P_{oi}	K_i	$Y_4 = X_4 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4128	1.200,90	1,4895	0,6149
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3633	663,58	0,8231	0,2990
H ₂ O (l)	0,2238	309,65	0,3841	0,0859
Total	1,000			1,000

Komponen	X_5	Y_5	X_4	Y_4	X_3
CH ₃ OH (l)	0,4118	0,6140	0,4128	0,6149	0,4134
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3641	0,2995	0,3633	0,2990	0,3630
H ₂ O (l)	0,2241	0,0863	0,2238	0,0859	0,2235
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 3

Suhu = 76,37 °C = 349,37 K

Tekanan = 1,05 atm = 794,68 mmHg

Komponen	X_3	P_{oi}	K_i	$Y_3 = X_3 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4134	1.182,75	1,4883	0,6153
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3630	654,53	0,8236	0,2990
H ₂ O (l)	0,2235	304,33	0,3830	0,0856
Total	1,000			1,000

Komponen	X_4	Y_4	X_3	Y_3	X_2
CH ₃ OH (l)	0,4128	0,6149	0,4134	0,6153	0,4137
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3633	0,2990	0,3630	0,2990	0,3630
H ₂ O (l)	0,2238	0,0859	0,2235	0,0856	0,2233
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 2

Suhu = 75,95 °C = 348,95 K

Tekanan = 1,03 atm = 783,12 mmHg

Komponen	X_2	P_{oi}	K_i	$Y_2 = X_2 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4137	1.164,89	1,4875	0,6154
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3630	645,62	0,8244	0,2992
H ₂ O (l)	0,2233	299,11	0,3819	0,0853
Total	1,000			1,000

Komponen	X_3	Y_3	X_2	Y_2	X_1
CH ₃ OH (l)	0,4134	0,6153	0,4137	0,6154	0,4138
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3630	0,2990	0,3630	0,2992	0,3631
H ₂ O (l)	0,2235	0,0856	0,2233	0,0853	0,2230
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 1

Suhu = 75,53 °C = 348,53 K

Tekanan = 1,02 atm = 771,56 mmHg

Komponen	X_1	P_{oi}	K_i	$Y_1 = X_1 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4138	1.147,24	1,4869	0,6152
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3631	636,79	0,8253	0,2997
H ₂ O (l)	0,2230	293,96	0,3810	0,0850
Total	1,000			1,000

Komponen	X_2	Y_2	X_1	Y_1	X_D
CH ₃ OH (l)	0,4137	0,6154	0,4138	0,6152	0,4137
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3630	0,2992	0,3631	0,2997	0,3634
H ₂ O (l)	0,2233	0,0853	0,2230	0,0850	0,2229
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage Distillate

Suhu = 75,11 °C = 348,11 K

Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

Komponen	X_D	P_{oi}	K_i	$Y_D = X_D \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4137	1.129,73	1,4865	0,6149
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3634	628,02	0,8263	0,3003
H ₂ O (l)	0,2229	288,86	0,3801	0,0847
Total	1,000			1,000

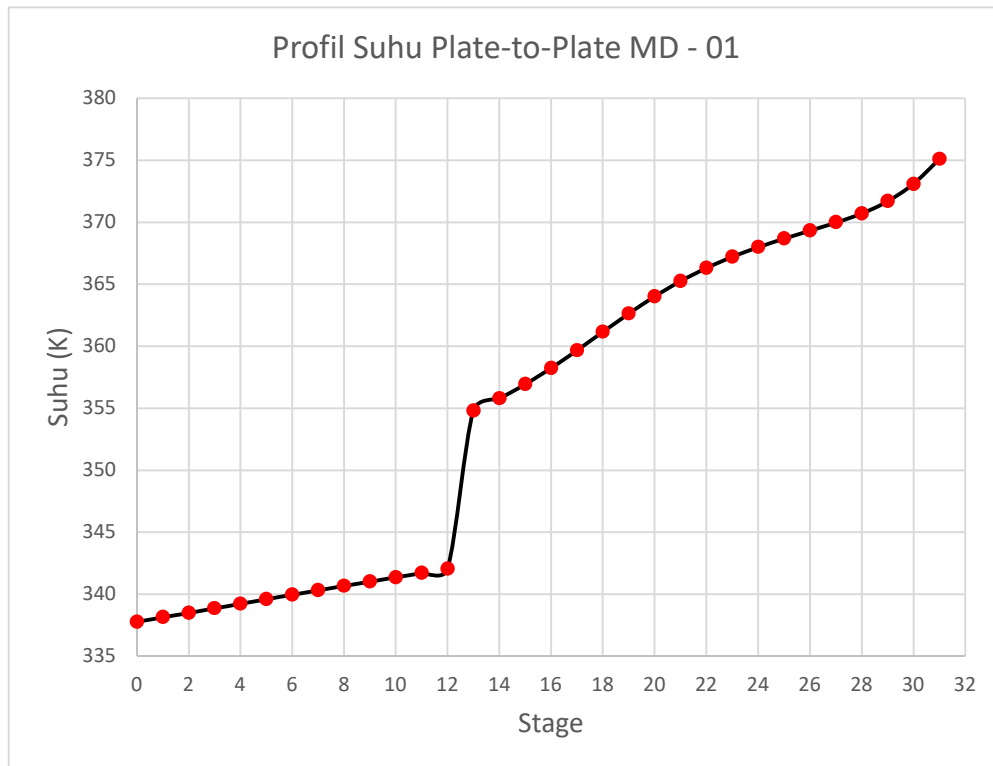
Profil Suhu dan Komposisi *Plate-to-Plate* Menara Distilasi - 01

Dari hasil perhitungan, diperoleh kondisi operasi masing-masing stage/tray sebagai berikut :

	Stage	Tekanan (atm)	Suhu (K)	Kemiringan
Kondensor	0	1,0000	337,76	0,3650
	1	1,0152	338,13	0,3511
	2	1,0304	338,48	0,3678
	3	1,0456	338,85	0,3682
	4	1,0608	339,22	0,3679
	5	1,0760	339,58	0,3602
	6	1,0913	339,94	0,3573
	7	1,1065	340,30	0,3530
	8	1,1217	340,65	0,3496
	9	1,1369	341,00	0,3455
	10	1,1521	341,35	0,3417
	11	1,1673	341,69	0,3381
	12	1,1825	342,03	12,7677
	13	1,1977	354,80	0,9853
	14	1,2129	355,78	1,1485
	15	1,2281	356,93	1,3071
	16	1,2434	358,24	1,4314
	17	1,2586	359,67	1,4916
	18	1,2738	361,16	1,4712
	19	1,2890	362,63	1,3757
	20	1,3042	364,01	1,2296
	21	1,3194	365,24	1,0648
	22	1,3346	366,30	0,9089
	23	1,3498	367,21	0,7798
	24	1,3650	367,99	0,6878
	25	1,3802	368,68	0,6412
	26	1,3955	369,32	0,6621
	27	1,4107	369,98	0,7257
	28	1,4259	370,71	0,9869
	29	1,4411	371,69	1,3890
30	1,4563	373,08	2,0103	
Reboiler	31	1,4715	375,09	

Berdasarkan perhitungan, stage ke-12 memiliki kemiringan tercuram, oleh karena itu suhu pada plate ini dijaga tetap.

Berikut gambar grafik profil suhu plate-to-plate Menara Distilasi - 01 :

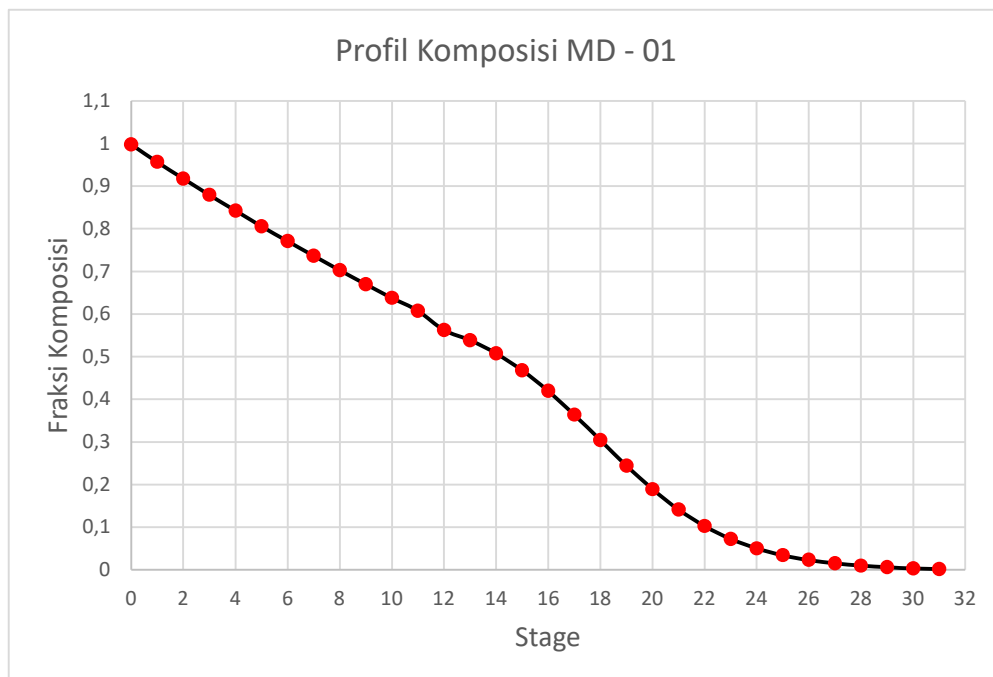


Dari hasil perhitungan, diperoleh fraksi komposisi masing-masing stage/tray sebagai berikut :

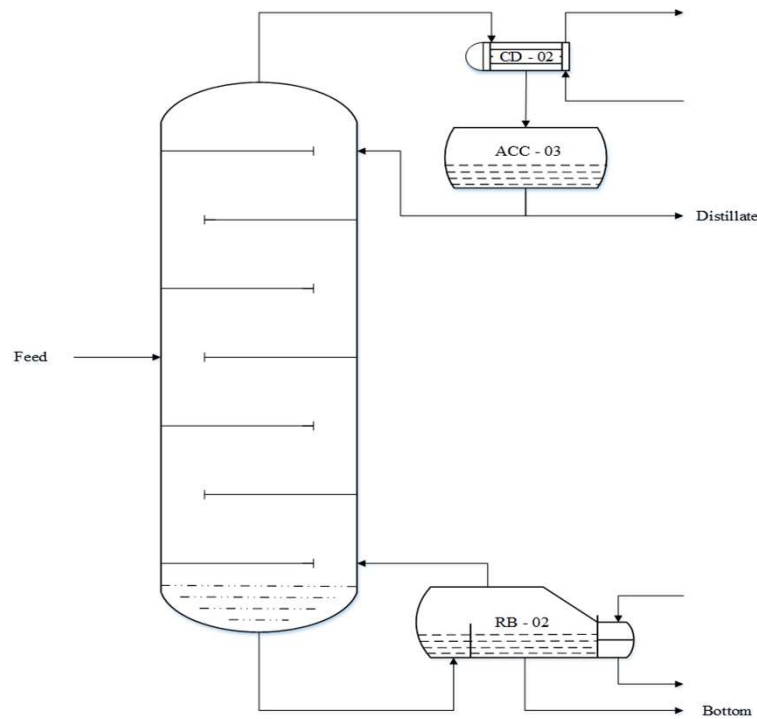
	Stage	Komposisi
Kondensor	0	0,9973
	1	0,9564
	2	0,9173
	3	0,8793
	4	0,8423
	5	0,8057
	6	0,7707
	7	0,7365
	8	0,7026
	9	0,6697
	10	0,6377
	11	0,6075
	12	0,5624
	13	0,5386
	14	0,5075

	15	0,4678
	16	0,4194
	17	0,3638
	18	0,3041
	19	0,2445
	20	0,1892
	21	0,1414
	22	0,1025
	23	0,0725
	24	0,0503
	25	0,0342
	26	0,0229
	27	0,0151
	28	0,0097
	29	0,0060
	30	0,0035
Reboiler	31	0,0018

Berikut gambar grafik profil komposisi plate-to-plate Menara Distilasi - 01 :



MENARA DISTILASI (MD - 02)



Tugas : Memisahkan metil akrilat dari air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 4.600,84 Kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Distillation Column*

- Asumsi :
1. Menara distilasi bekerja pada keadaan tunak
 2. Pada setiap plate terjadi kesetimbangan fase
 3. aliran dalam setiap plate konstan molal
 4. Koefisien kesetimbangan fasa mengikuti persamaan $K = P^\circ/P_t$
- Dimana, K = konstanta kesetimbangan fase uap - cair
 P° = tekanan uap (mmHg)
 P_t = tekanan total (mmHg)

1. Neraca Massa

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	0,07	2,09	0,06	2,07	0,00	0,02
C ₄ H ₆ O ₂	44,05	3.787,88	43,82	3.768,94	0,22	18,94
H ₂ O	45,05	810,87	0,94	16,87	44,11	794,00
Total	89,16	4.600,84	44,83	3.787,88	44,33	812,96
			89,16		4.600,84	

2. Menentukan Kondisi Operasi

Umpan menara distilasi dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu di trial temperatur bubble point feed pada tekanan 1,1 atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^\circ = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta
 P = tekanan uap komponen (mmHg)
 T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
C ₄ H ₆ O ₂	4,70E+01	-3,12E+03	-1,49E+01	7,16E-03	3,45E-14
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan menara terjadi pada keadaan bubble point,

$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1$, Dengan cara trial pada tekanan 836 mmHg (1,1 atm), dicoba :

Trial and error, T = 92,84 °C Pt = 836,00 mmHg
 = 365,84 K = 1,1 atm

CH₃OH :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{365,8} + -13,99 \times \text{Log } 365,84 + \\ & 6,64\text{E-}03 \times 365,84 + -1,05\text{E-}13 \times 133.842,51 \\ &= 3,32 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 2.092,05 \text{ mmHg} \\ K \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{2.092,05}{836,00} \text{ mmHg} \\ &= 2,50 \\ y_i \text{ CH}_3\text{OH} &= 0,00 \times 2,50 \\ &= 0,00 \end{aligned}$$

C₄H₆O₂ :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 4,70\text{E+}01 + \frac{-3.121,8}{365,8} + -14,860 \times \text{Log } 365,84 + \\ & 7,16\text{E-}03 \times 365,84 + 3,45\text{E-}14 \times 133.842,51 \\ &= 3,04 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 1093,99 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_{C_4H_6O_2} &= \frac{1093,99}{836,00} \text{ mmHg} \\
 &= 1,31 \\
 y_{i C_4H_6O_2} &= 0,49 \times 1,31 \\
 &= 0,65 \\
 \mathbf{H_2O :} \\
 \text{Log } P^\circ_{H_2O} &= 29,86 + \frac{-3.152,2}{365,8} + -7,30 \times \text{Log } 365,84 + \\
 &\quad 2,42E-09 \times 365,84 + 1,81E-06 \times 133.842,51 \\
 &= 2,76 \text{ mmHg} \\
 P^\circ_{H_2O} &= 581,90 \text{ mmHg} \\
 K_{H_2O} &= \frac{581,90}{836,00} \text{ mmHg} \\
 &= 0,70 \\
 y_{i H_2O} &= 0,51 \times 0,70 \\
 &= 0,35
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh kondisi operasi umpan :

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	0,07	0,001	2,09,E+03	2,50,E+00	0,002	3,60,E+00	5,56,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,494	1,09,E+03	1,31,E+00	0,646	1,88,E+00	2,74,E-01
H ₂ O(l)	45,05	0,505	5,82,E+02	6,96,E-01	0,352	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	89,16	1,000			1,000		

$$\text{Suhu umpan menara} = 92,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 365,84 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan umpan menara} = 1,10 \text{ atm} = 836,00 \text{ mmHg}$$

Kondisi Operasi Atas

Kondisi operasi atas menara terjadi pada keadaan dew point, digunakan kondensor total

$$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1,00 \text{ Dengan cara trial pada tekanan } 760 \text{ mmHg (1 atm), dicoba :}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Trial and error, } T &= 81,28 \text{ } ^\circ\text{C} & P_t &= 760,0 \text{ mmHg} \\
 &= 354,28 \text{ K} & &= 1,0 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

CH₃OH :

$$\begin{aligned}
 \text{Log } P^\circ_{CH_3OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{354,3} + -13,99 \times \text{Log } 354,28 + \\
 &\quad 6,64E-03 \times 354,28 + -1,05E-13 \times 125.511,38 \\
 &= 3,15 \text{ mmHg} \\
 P^\circ_{CH_3OH} &= 1.410,52 \text{ mmHg}
 \end{aligned}$$

$$K_{CH_3OH} = \frac{1.410,52}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 1,8559$$

$$y_i_{CH_3OH} = 0,0014 \times 1,8559$$

$$= 0,003$$

C₄H₆O₂ :

$$\text{Log } P^\circ_{C_4H_6O_2} = 4,70E+01 + \frac{-3.121,8}{354,3} + -14,860 \times \text{Log } 354,28 +$$

$$7,16E-03 \times 354,28 + 3,45E-14 \times 125.511,38$$

$$= 2,88 \text{ mmHg}$$

$$P^\circ_{C_4H_6O_2} = 767,10 \text{ mmHg}$$

$$K_{C_4H_6O_2} = \frac{767,10}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 1,01$$

$$y_i_{C_4H_6O_2} = 0,98 \times 1,01$$

$$= 0,99$$

H₂O :

$$\text{Log } P^\circ_{H_2O} = 29,86 + \frac{-3.152,2}{354,3} + -7,30 \times \text{Log } 354,28 +$$

$$2,42E-09 \times 354,28 + 1,81E-06 \times 125.511,38$$

$$= 2,57 \text{ mmHg}$$

$$P^\circ_{H_2O} = 371,83 \text{ mmHg}$$

$$K_{H_2O} = \frac{371,83}{760,00} \text{ mmHg}$$

$$= 0,49$$

$$y_i_{H_2O} = 0,0209 \times 0,4892$$

$$= 0,0102$$

Maka diperoleh kondisi operasi atas :

Komponen	D	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	0,06	0,001	1,41,E+03	1,86,E+00	0,00	3,79,E+00	5,79,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	43,82	0,978	7,67,E+02	1,01,E+00	0,99	2,06,E+00	3,15,E-01
H ₂ O(l)	0,94	0,021	3,72,E+02	4,89,E-01	0,01	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	44,83	1,000			1,00		

$$\text{Suhu atas menara} = 81,28 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,28 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan atas menara} = 1,00 \text{ atm} = 760,00 \text{ mmHg}$$

Kondisi Operasi Bawah

Kondisi operasi bawah menara terjadi pada keadaan bubble point,

$\sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1,00$ Dengan cara trial pada tekanan 900 mmHg (1,2 atm), dicoba :

$$\begin{aligned} \text{Trial and error, } T &= 104,87 \text{ } ^\circ\text{C} & P_t &= 900,0 \text{ mmHg} \\ &= 377,87 \text{ K} & &= 1,2 \text{ atm} \end{aligned}$$

CH₃OH :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 45,62 + \frac{-3.244,7}{377,87} + -13,99 \times \text{Log } 377,87 + \\ &6,64\text{E-}03 \times 377,87 + -1,05\text{E-}13 \times 142.786,55 \\ &= 3,49 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ CH}_3\text{OH} &= 3.063,14 \text{ mmHg} \\ K \text{ CH}_3\text{OH} &= \frac{3.063,14}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 3,4035 \\ y_i \text{ CH}_3\text{OH} &= 0,0000 \times 3,4035 \\ &= 0,0001 \end{aligned}$$

C₄H₆O₂ :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 4,70\text{E}+01 + \frac{-3.121,8}{377,9} + -14,860 \times \text{Log } 377,87 + \\ &7,16\text{E-}03 \times 377,87 + 3,45\text{E-}14 \times 142.786,55 \\ &= 3,19 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 1.541,77 \text{ mmHg} \\ K \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= \frac{1.541,77}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 1,71 \\ y_i \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2 &= 0,00 \times 1,71 \\ &= 0,01 \end{aligned}$$

H₂O :

$$\begin{aligned} \text{Log } P^\circ \text{ H}_2\text{O} &= 29,86 + \frac{-3.152,2}{377,9} + -7,30 \times \text{Log } 377,87 + \\ &2,42\text{E-}09 \times 377,87 + 1,81\text{E-}06 \times 142.786,55 \\ &= 2,95 \text{ mmHg} \\ P^\circ \text{ H}_2\text{O} &= 896,72 \text{ mmHg} \\ K \text{ H}_2\text{O} &= \frac{896,72}{900,00} \text{ mmHg} \\ &= 1,00 \\ y_i \text{ H}_2\text{O} &= 1,00 \times 1,00 \\ &= 0,99 \end{aligned}$$

Maka diperoleh kondisi operasi bawah :

Komponen	B	Xi	P°	K	Yi	Alpha	Log (Alp)
CH ₃ OH (l)	0,00	0,000	3,06,E+03	3,40,E+00	0,000	3,42,E+00	5,34,E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,22	0,005	1,54,E+03	1,71,E+00	0,009	1,72,E+00	2,35,E-01
H ₂ O(l)	44,11	0,995	8,97,E+02	9,96,E-01	0,991	1,00,E+00	0,00,E+00
Total	44,33	1,000			1,000		

Suhu bawah menara = 104,871 °C = 377,87 K

Tekanan bawah menara = 1,18 atm = 900,00 mmHg

3. Menentukan Relatif Volatilitas Rata-rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{top} \times \alpha_{bottom})^{1/2} \quad (\text{Coulson, 1985})$$

keterangan :

α_{avg} = Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bot} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka diperoleh nilai :

Komponen	Alpha Top	Alpha Bottom	Alpha Avg
CH ₃ OH (l)	3,7935	3,4159	3,5998
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	2,0631	1,7193	1,8834
H ₂ O(l)	1,0000	1,0000	1,0000
Total	6,8566	6,1353	6,4832

4. Menentukan *Light Key* Komponen dan *Heavy Key* Komponen

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light Key = C₄H₆O₂

Heavy Key = H₂O

Dari persamaan Shiras et. Al (Treybal, pers 9.164), key komponen dapat ditentukan

sebagai berikut :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{\alpha_J - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{lk,D} D}{Z_{lk,F} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_J}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{hk,D} D}{Z_{hk,F} F}$$

keterangan :

$X_{J,D}$ = Fraksi mol komponen j di distilat

$Z_{J,F}$ = Fraksi mol komponen j di umpan

α = *Relative volatility*

D = Jumlah distilat (kmol/jam)

F = jumlah umpan (kmol/jam)

CH₃OH :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{3,5998 - 1}{1,8834 - 1} \times \frac{0,978 \times 44,83}{0,494 \times 89,16} + \frac{1,8834 - 3,5998}{1,8834 - 1} \times \frac{0,021 \times 44,83}{0,505 \times 89,16}$$

$$= 2,8879$$

C₄H₆O₂ :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{1,8834 - 1}{1,8834 - 1} \times \frac{0,978 \times 44,83}{0,494 \times 89,16} + \frac{1,8834 - 1,8834}{1,8834 - 1} \times \frac{0,021 \times 44,83}{0,505 \times 89,16}$$

$$= 0,9950$$

H₂O :

$$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} = \frac{1,0000 - 1}{1,8834 - 1} \times \frac{0,978 \times 44,83}{0,494 \times 89,16} + \frac{1,8834 - 1,0000}{1,8834 - 1} \times \frac{0,021 \times 44,83}{0,505 \times 89,16}$$

$$= 0,0208$$

Syarat :

- a. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F}$ antara -0,01 dan 1,01, maka komponen akan terdistribusi ke dalam dua hasil yaitu hasil atas dan hasil bawah.
- b. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} > 1,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil atas.
- c. Jika nilai $\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F} < -0,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil bawah.

Berdasarkan hasil diatas, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

Komponen	Fi kmol/jam	Di kmol/jam	Alpha Avg	$\frac{X_{J,D} D}{Z_{J,F} F}$	Keterangan
CH ₃ OH (l)	0,07	0,06	3,5998	2,8879	Atas Bawah
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	43,82	1,8834	0,9950	Atas Bawah
H ₂ O(l)	45,05	0,94	1,0000	0,0208	Atas Bawah
Total	89,16	44,83	6,48		

Kesimpulan :

Light Key Komponen = C₄H₆O₂Heavy Key Komponen = H₂O

5. Menentukan Distribusi *Non-Key Component*

Dengan menggunakan Fenske *equation* oleh Hengstebeck dan Geddes :

$$\log \left(\frac{D_i}{B_i} \right) = A + C \log \alpha_i$$

Kondisi batas adalah LK dan HK :

$$D_i = \frac{F_i}{(B_i/D_i + 1)} \quad B_i = \frac{F_i}{(D_i/B_i + 1)}$$

	Di kmol/jam	Bi kmol/jam	α Avg	Log (Di/Bi)	Log α avg
LK	43,82	0,22	1,88	2,30	0,27
HK	0,94	44,11	1,00	-1,67	0,00

Dari persamaan LK :

$$2,30 = A + 0,27 C$$

Dari persamaan HK :

$$-1,67 = A + 0,00$$

$$A = -1,67$$

$$\text{Maka } C = \frac{2,30 + 1,67}{0,27}$$

$$= 14,45$$

Maka didapat :

Komponen	Fi (kmol/jam)	α i	Di / Bi	Bi	Di
CH ₃ OH (l)	0,07	3,60	99,00	0,00	0,06
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	1,88	199,00	0,22	43,82
H ₂ O(l)	45,05	1,00	0,02	44,11	0,94
Total	89,16	6,48	298,02	44,33	44,83

6. Menentukan Jumlah Plate Minimum

Dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Fenske (Coulson, pers 11.58)

$$S_m = \frac{\log \left[\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right]_a \left[\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right]_b}{\log \alpha_{avg}}$$

Keterangan :

S_m = Jumlah stage minimum (termasuk boiler)

X_{lk} = Fraksi mol komponen kunci ringan

X_{hk} = Fraksi mol komponen kunci berat

α_{lk} = Volatilitas relatif rerata

Indeks :

D = Distilat

B = Bottom

Maka,

$$S_m = \frac{\log \left[\frac{0,978}{0,021} \right]_d \left[\frac{0,995}{0,005} \right]_b}{\log 6,48}$$

$$= 7,73$$

$$N_m + 1 = S_m$$

$$N_m = S_m - 1$$

$$= 7,73 - 1$$

$$= 6,73 \approx 7 \text{ plate}$$

7. Reflux Minimum

Dihitung menggunakan persamaan Underwood (Coulson, pers 11,61) :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta}$$

Keterangan :

- q = Kondisi termal umpan (panas yang diperlukan untuk menjadikan 1 mol umpan uap jenuh / panas laten molal)
- q = 1, bila umpan dalam keadaan cair jenuh
- q = 0, bila umpan dalam keadaan uap jenuh
- α = Volatilitas relatif rata-rata
- θ = Konstanta Underwood

Umpan masuk menara pada keadaan bubble point (titik didih), maka $q = 1$

Dengan cara trial dan error dicari harga θ sampai didapat nilai $q = 1$

Trial dan error $\theta = 1,3107$

$$0 = \frac{3,5998 \times 0,0007}{3,5998 - 1,3107} + \frac{1,8834 \times 0,4940}{1,8834 - 1,3107} + \frac{1,0000 \times 0,5053}{1,0000 - 1,3107}$$

$$0 = 0,0012 + 1,6248 + -1,6259$$

$$= 0,000$$

8. Reflux Ratio Minimum (R_{min})

Dihitung dengan persamaan Underwood (Coulson, pers 11.60) :

$$R_{min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{avg} x_{i,d}}{\alpha_{avg} - \theta}$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_{avg}	$\sum \frac{\alpha_{avg} x_{i,d}}{\alpha_{avg} - \theta}$
CH ₃ OH (l)	0,0014	3,5998	0,002

$C_4H_6O_2$ (l)	0,9777	1,8834	3,215
H_2O (l)	0,0209	1,0000	-0,067
Total	1,0000	6,4832	3,150
$R_{min} + 1$			3,150

$$R_{min} + 1 = 3,15$$

$$R_{min} = 3,15 - 1$$

$$= 2,15$$

9. Reflux Operasi (R)

Reflux ratio operasi untuk pendingin air berkisar antara 1,2 sampai 1,3 dikali R_{min}

Berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Design, Mc Graw Hill, New York, 1991, hal 102

Dipilih : 1,2

$$\begin{aligned} \text{Reflux Operasi} &= 1,2 \times R_{min} \\ &= 1,2 \times 2,15 \\ &= 2,58 \end{aligned}$$

10. Jumlah Plate Teoritis

Diperoleh dengan korelasi Gilliland, grafik diperoleh dari Ludwig, E.E, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, Gulf Publishing, Houston, 1987, Ed III, Vol 2, Hal 30

$$\begin{aligned} \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1} &= \frac{2,58 - 2,15}{2,58 + 1,00} \\ &= 0,12 \end{aligned}$$

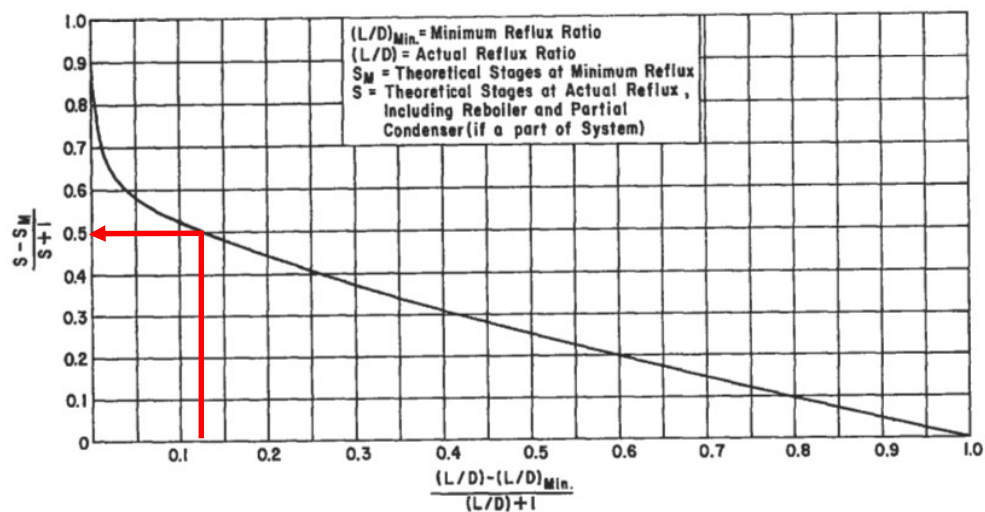


Figure 8-24A. Correlation of theoretical plates with reflux ratio.

Dari grafik diperoleh :

$$\frac{N_{ideal} - N_{min}}{N_{ideal} + 1} = 0,5$$

$$N_{min} = 7,73$$

$$N_{ideal} = \frac{7,73}{1 - 0,5}$$

$$= 15,47 \approx 16 \text{ plate}$$

Cek N_{ideal} / N_{min} harus masuk dalam range yaitu 1,8 - 2,5

$$\frac{N_{ideal}}{N_{min}} = \frac{16}{7}$$

$$= 2,29 \text{ (masih masuk dalam range)}$$

11. Efisiensi Plate

Didekati dengan cara O'Connell. Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 701. (tentang hubungan antara $\alpha_f \times \mu_f$ dengan efisiensi plate)

$$E_o = 51 - 32,5 \log (\mu_a \alpha_a)$$

Keterangan :

α_f = Volatilitas relatif dalam umpan

μ_f = Volatilitas rerata dalam umpan

Viskositas umpan : $T = 365,84 \text{ K}$

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	0,2572
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	0,2263
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,3018

μ rerata dalam umpan menara :

Komponen	X_F	μ_F (cP)	α_F	$X_F \mu_F \alpha_F$
CH ₃ OH (l)	0,0007	0,2572	3,5952	0,0007
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4940	0,2263	1,8800	0,2102
H ₂ O (l)	0,5053	0,3018	1,0000	0,1525
Total	1,0000			0,3633

$$E_o = 51 - 32,5 \times \log \mu_a \alpha_a$$

$$= 51 - 32,5 \times \log 0,363$$

$$= 51 - 32,5 \times -0,44$$

$$= 65,29 \%$$

12. Jumlah Plate Aktual

$$N_{aktual} = \frac{N_{ideal}}{eff}$$

Keterangan :

Eff = Efisiensi plate

N_{aktual} = Jumlah plate aktual

N_{ideal} = Jumlah plate ideal

Maka :

$$\begin{aligned} N_{aktual} &= \frac{16}{0,65} \\ &= 24,51 \approx 25 \text{ plate (tidak dengan reboiler)} \end{aligned}$$

13. Letak Plate Umpan

Dihitung menggunakan persamaan Kirk Bridge,

Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 676

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,hk}}{x_{f,lk}} \right) \left(\frac{x_{B,lk}}{x_{D,hk}} \right)^2 \right]$$

Keterangan :

B = Kecepatan mol bottom (kmol/jam)

D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)

N_r = Jumlah plate pada seksi *rectifying*

N_s = Jumlah plate pada seksi *stripping*

Indeks :

B = Bottom

D = Distilat

F = Feed

hk = Heavy Key

lk = Light Key

$$\begin{aligned} \log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] &= 0,206 \log \left[\left(\frac{44,33}{44,83} \right) \left(\frac{0,505}{0,494} \right) \left(\frac{0,005}{0,021} \right)^2 \right] \\ &= -0,2561 \end{aligned}$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{-0,2561} = 0,55$$

$$N_r = 0,55 \times N_s$$

$$N_r + N_s = 25$$

$$0,55 N_s + N_s = 25$$

$$1,55 N_s = 25$$

$$N_s = \frac{25}{1,55}$$

$$N_s = 16,08 \approx 16$$

$$N_r = 25 - 16 = 9$$

Maka diperoleh jumlah plate teoritis :

Seksi rectifying = 9 plate

Seksi stripping = 16 plate

Reboiler = 1 plate

14. Tegangan Permukaan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\sum = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

σ = Tegangan permukaan (N / m)

tho a, b, c, d, e = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

Persamaan data diperoleh dari yaws :

Komponen	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	68,329	512,58	1,2222
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	58,83	536	1,092
H ₂ O (l)	132,674	647,13	0,955

1. Perhitungan tegangan permukaan (σ) atas

$$T = 354,28 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Sigma	xi × Sigma
CH ₃ OH (l)	0,0014	24,82	0,0359
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9777	21,40	20,9207
H ₂ O (l)	0,0209	58,04	1,2133
Total	1,0000	104,27	22,1699

$$\sigma \text{ atas} = 22,17 \frac{\text{mN}}{\text{m}} = 0,0222 \text{ N/m}$$

2. Perhitungan tegangan permukaan (σ) bawah

$$T = 377,87 \text{ K}$$

Komponen	Xi	Sigma	xi × Sigma
CH ₃ OH (l)	0,0000	21,26	0,0003
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0050	18,67	0,0927
H ₂ O (l)	0,9950	53,30	53,0392
Total	1,0000	93,23	53,1323

$$\sigma \text{ atas} = 53,13 \frac{\text{mN}}{\text{m}} = 0,0531 \text{ N/m}$$

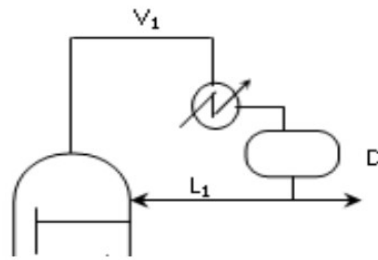
15. Dimensi Menara

Dihitung berdasarkan kecepatan *flooding*, kondisi dievaluasi pada puncak menara dan dasar menara.

a. Puncak Menara

Sketsa Permasalahan

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1,00 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} \\ T_{\text{uap}} &= 81,28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 354,28 \text{ K} \\ T_{\text{cairan}} &= 80,59 \text{ }^{\circ}\text{C} = 353,59 \text{ K} \end{aligned}$$



Neraca massa :

$$\begin{aligned} V_1 &= L_0 + D \\ V_2 &= L_1 + D \\ V_3 &= L_2 + D \\ V_n &= L_{n-1} + D \\ V_{n+1} &= L_n + D \end{aligned}$$

Untuk aliran konstan molal :

$$\begin{aligned} V &= V_1 = V_2 = V_3 = V_n = V_{n+1} \\ L_0 &= L_1 = L_2 = L_3 = L_n = L \end{aligned}$$

Neraca komponen pada puncak menara :

$$Vy_{1,i} = Lx_{0,i} + Dxd_i$$

Keterangan :

- D = Kecepatan mol distilat (kmol/jam)
- V = Kecepatan mol uap (kmol/jam)
- x_o = Fraksi mol masing-masing komponen pada cairan reflux
- x_d = Fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

$$V = L_o + D$$

$$L_o = R_{op} D$$

$$D$$

$$V = (R_{op} + 1) D$$

$$\begin{aligned} V &= 2,58 + 1 \times 44,83 \text{ kmol/jam} \\ &= 160,51 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, maka komposisi uap dapat dihitung menggunakan persamaan $V_i = X_i V$

$$V = \text{Kecepatan mol uap total (kmol/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)}$$

X_i = Fraksi mol masing-masing komponen

V = 160,51 kmol/jam

Komponen	BM	X_i (mol)	kmol/jam	Kg/jam	X_i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,0014	0,23	7,42	0,0005
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,9777	156,92	13.495,03	0,9950
H ₂ O (l)	18	0,0209	3,36	60,39	0,0045
Total		1,0000	160,51	13.562,85	1,0000

Komposisi Fase Cair :

Dihitung menggunakan persamaan $L_i = V_i - D_i$

L_i = Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam)

Komponen	BM	L_i , kmol/jam	X_i (mol)	kg/jam	X_i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,17	0,0014	5,35	0,0005
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	113,09	0,9777	9.726,09	0,9950
H ₂ O (l)	18	2,42	0,0209	43,52	0,0045
Total		115,68	1,0000	9.774,97	1,0000

Tinjauan Fase Uap

P_{operasi} = 1,00 atm = 1,01 bar

T_{operasi} = 81,28 °C = 354,28 K

Massa Molekul Campuran :

$$\begin{aligned}
 M_{wv} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} \\
 &= \frac{13.562,85 \text{ kg/jam}}{160,51 \text{ kmol/jam}} \\
 &= 84,50 \text{ kg/kmol}
 \end{aligned}$$

Rapat Massa Fase Uap :

Didekati menggunakan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{M_{wv} \times P_t}{R_g \times T}$$

Keterangan :

ρ_g = Rapar massa fase uap (kg/m³)

M_{wv} = Massa molekul uap (kg/kmol)

P_t = Tekanan total (bar)

R_g = Konstanta gas ideal ($\text{m}^3\text{bar/kmol.K}$)

T = Suhu operasi (K)

Maka :

$$\begin{aligned}\rho_g &= \frac{84,50 \text{ kg/kmol} \times 1,01 \text{ bar}}{0,0821 \text{ m}^3\text{bar/kmol.K} \times 354,28 \text{ K}} \\ &= \frac{85,62}{29,09} \\ &= 2,94 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tinjauan Fase Cair

P_{operasi} = 1,00 atm = 1,01 bar

T_{operasi} = 80,59 °C = 353,59 K

Rapat Massa Fase Uap :

Dihitung menggunakan persamaan Yaws, 1999 :

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	T_c	ρ (kg/m^3)
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	732,86
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	876,91
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	975,06

Komponen	Massa	ρ_l (kg/m^3)	M / ρ
CH ₃ OH (l)	5,35	732,86	0,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	9.726,09	876,91	11,09
H ₂ O (l)	43,52	975,06	0,04
Total	9.774,97		11,14

$$\begin{aligned}\rho_l &= \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \\ &= \frac{9.774,97 \text{ kg/jam}}{11,14 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 877,21 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tegangan Muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\tau = \sum_{i=1}^4 X_{\text{massa}_i} \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

X_{massa} = Fraksi massa indeks

i = Komponen

Komponen	kg/jam	X_{massa}	τ	$X_{massa} \cdot \tau$
CH ₃ OH (l)	5,35	0,0005	24,82	0,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	9.726,09	0,9950	21,40	21,29
H ₂ O (l)	43,52	0,0045	58,04	0,26
Total	9.774,97	1,000	104,27	21,56

Parameter Flooding

$$Flv = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

(Towler. G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 720)

Keterangan :

L = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = Kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m³)

$$Flv = \frac{9.774,97 \text{ kg/jam}}{13.562,85 \text{ kg/jam}} \times \left(\frac{2,94 \text{ kg/m}^3}{877,21 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5}$$

$$= 0,0418$$

Parameter kecepatan flooding diperoleh dari fig. 11.29 :

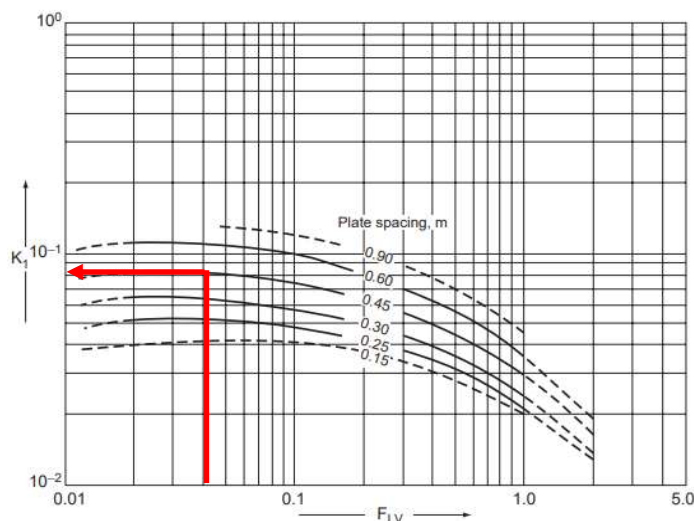


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Dicoba jarak antar plate (*tray spacing*) adalah 0,45 m

Dari Figure 11.29 diatas, diperoleh $K_1 = 0,0805$ m/s

Kecepatan Uap Maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Uf = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11,81. Towler, dan Sinnott, halaman 720

Keterangan :

K_1 = Parameter kecepatan flooding (m/s)

Uf = Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m^3)

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

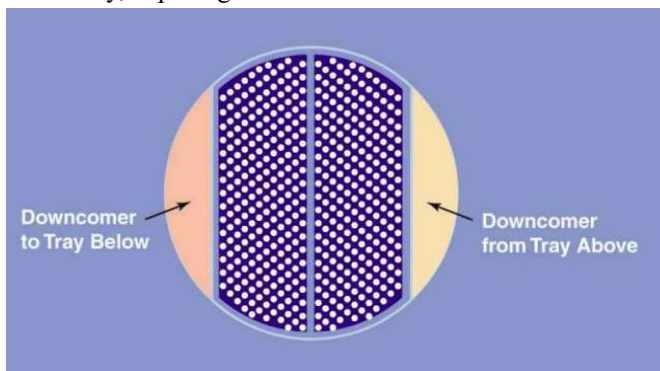
$$\begin{aligned} Uf &= 0,0805 \text{ m/s} \left(\frac{877,21 \text{ kg/m}^3 - 2,94 \text{ kg/m}^3}{2,94 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \left(\frac{21,56 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2} \\ &= 1,41 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan Volume Uap

$$\begin{aligned} Q_{uap} &= \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}} \\ &= \frac{13.562,85 \text{ kg/jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s}}{2,94 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,28 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Luas Penampang menara :

Sieve tray, dapat digambarkan dibawah ini.



Luasan yang ditempati oleh Downcomer berkisar 10 - 20% dari luasan menara

Dirancang : Downcomer menempati 20% dari luas total

Kecepatan Operasi Uap

Berkisar antara 60 - 80% kecepatan linier maksimum (Towler and Sinnott, hal. 720)

Dirancang : 80% kecepatan minimum

$$\begin{aligned} U_{op} &= 80\% \times 1,41 \text{ m/s} \\ &= 1,13 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Luas Area

Net Area (A_n)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{Q_{uap}}{80\% U_{op}} \\ &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \cdot 1,13 \text{ m/s}} \\ &= 1,42 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} A_n &= \text{Luas penampang (m}^2\text{)} \\ Q_{uap} &= \text{Kecepatan volume uap (m}^3\text{/s)} \\ U_{op} &= \text{Kecepatan linier uap (m/s)} \end{aligned}$$

Luas Downcomer (A_t) adalah 20% dari luar total

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{A_n}{1 - 0,2} \\ &= \frac{1,42 \text{ m}^2}{1 - 0,2} \\ &= 1,77 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter Menara

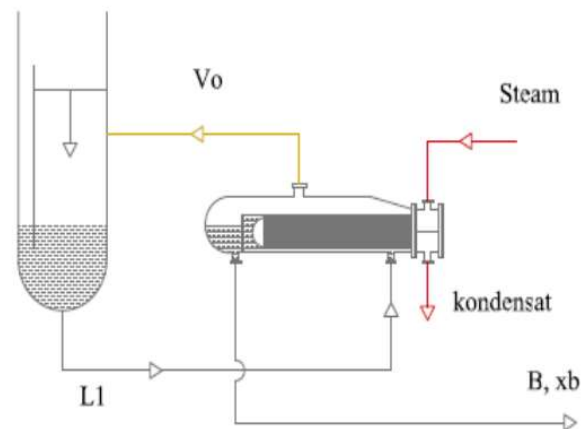
$$\begin{aligned} D_t &= \sqrt{\frac{4 \times A_t}{\pi}} \\ &= \left(\frac{4 \times 1,77 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 1,50 \text{ m} \end{aligned}$$

Perancangan Plate

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter column (Dc)} &= 1,50 \text{ m} \\
 \text{Luas penampang column (At)} &= 1,77 \text{ m}^2 \\
 \\
 \text{Luas downcomer (Ad)} &= 20\% \times \text{At} \\
 &= 20\% \times 1,77 \text{ m}^2 \\
 &= 0,35 \text{ m}^2 \\
 \\
 \text{Luas net area (An)} &= 1,42 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas area aktif (Aa)} &= \text{At} - 2 \times \text{Ad} \\
 &= 1,77 \text{ m}^2 - 2 \times 0,35 \text{ m}^2 \\
 &= 1,06 \text{ m}^2 \\
 \\
 \text{Luas hole area (Ah)} &= 5\% \times \text{Aa} \\
 &= 0,05 \times 1,06 \text{ m}^2 \\
 &= 0,05 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Dasar Menara

Sketsa Permasalahan :



Keterangan :

- L_1 = Kecepatan massa cairan (kg/jam)
- V_0 = Kecepatan massa uap (kg/jam)
- B = Kecepatan massa residu (kg/jam)
- X_i = Fraksi mol pada fase cair
- Y_i = Fraksi mol pada fase uap
- X_b = Fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu Residu (keluar Reboiler)} &= 104,87 \text{ }^\circ\text{C} = 377,871 \text{ K} \\
 \text{Tekanan Operasi} &= 1,18 \text{ atm} = 1,20 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Komposisi hasil bawah menara distilasi :

Komponen	BM	kmol/jam	X _i (mol)	kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,00	0,0000	0,02	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,22	0,0050	18,94	0,0233
H ₂ O (l)	18	44,11	0,9950	794,00	0,9767
Total		44,33	1,0000	812,96	1,0000

Menentukan komposisi uap yang keluar dari Reboiler (V₀) :

Kecepatan mol V₀ = Kecepatan mol V₁, karena aliran konstan molal

Maka V₀ = 160,51 kmol/jam

Komposisi uap terdiri dari :

Komponen	BM	X _i (mol)	kmol/jam	Kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,0000	0,00	0,08	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	0,0050	0,80	68,57	0,0233
H ₂ O (l)	18	0,9950	159,71	2.874,71	0,9767
Total		1,0000	160,51	2.943,36	1,0000

Komposisi fase cair masuk Reboiler :

Dihitung dari neraca massa, L_i = V_i + B_i

B_i = Kecepatan massa residu reboiler (kmol/jam)

L_i = Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (kmol/jam)

V_i = Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (kmol/jam)

Komponen	BM	L _i , kmol/jam	X _i (mol)	kg/jam	X _i (massa)
CH ₃ OH (l)	32	0,00	0,0000	0,10	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	86	1,02	0,0050	87,51	0,0233
H ₂ O (l)	18	203,82	0,9950	3.668,72	0,9767
Total		204,84	1,0000	3.756,32	1,0000

Suhu Masuk Reboiler

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh $\sum y_i = \sum k_i \times x_i = 1$

T_{didih} = 104,87 °C = 377,87 K

P_{total} = 1,20 bar = 900,00 mmHg

Komponen	X_i (mol)	P_{uap}	$K_i = P_{uap}/P_{tot}$	$y_i = k_i \times x_i$
CH ₃ OH (l)	0,0000	3.063,14	3,40	0,0001
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0050	1.541,77	1,71	0,0085
H ₂ O (l)	0,9950	896,72	1,00	0,9914
Total	1,0000	5.501,64	6,11	1,0000

Tinjauan Fase Uap

$$P_{operasi} = 1,20 \text{ bar}$$

$$T_{operasi} = 104,87 \text{ }^\circ\text{C} = 377,87 \text{ K}$$

Massa Molekul Campuran :

$$M_{wv} = \frac{\text{Kecepatan massa uap total}}{\text{Kecepatan mol uap total}} = \frac{2.943,36 \text{ kg/jam}}{160,51 \text{ kmol/jam}} = 18,34 \text{ kg/kmol}$$

Rapat Massa Uap :

Didekati menggunakan persamaan gas ideal

$$\rho_g = \frac{M_{wv} \times Pt}{Rg \times T}$$

Keterangan :

$$\rho_g = \text{Rapar massa fase uap (kg/m}^3\text{)}$$

$$M_{wv} = \text{Massa molekul uap (kg/kmol)}$$

$$Pt = \text{Tekanan total (bar)}$$

$$Rg = \text{Konstanta gas ideal (m}^3\text{bar/kmol.K)}$$

$$T = \text{Suhu operasi (K)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{18,34 \text{ kg/kmol} \times 1,20 \text{ bar}}{0,0821 \text{ m}^3\text{bar/kmol.K} \times 377,87 \text{ K}} \\ &= \frac{22,00}{31,02} \\ &= 0,71 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tinjauan Fase Cair

$$P_{operasi} = 1,20 \text{ bar}$$

$$T_{operasi} = 104,87 \text{ }^\circ\text{C} = 377,87 \text{ K}$$

Rapat Massa Fase Cair :

Dihitung menggunakan persamaan Yaws, 1999 :

$$\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
CH ₃ OH (l)	0,2720	0,2719	0,2331	512,58	705,84
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,3215	0,2553	0,2857	536,00	842,42
H ₂ O (l)	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	950,83

Komponen	Massa	ρ_l (kg/m ³)	M / ρ
CH ₃ OH (l)	0,10	705,84	0,00
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	87,51	842,42	0,10
H ₂ O (l)	3.668,72	950,83	3,86
Total	3.756,32		3,96

$$\begin{aligned} \rho_l &= \frac{\text{Kecepatan massa total}}{\text{Kecepatan volume total}} \\ &= \frac{3.756,32 \text{ kg/jam}}{3,96 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ &= 947,98 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tegangan Muka

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\tau = \sum_{i=1}^4 X_{massa_i} \tau_i$$

Keterangan :

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

X_{massa} = Fraksi massa indeks

i = Komponen

Komponen	kg/jam	X_{massa}	τ	$X_{massa} \cdot \tau$
CH ₃ OH (l)	0,10	0,0000	21,26	0,00
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	87,51	0,0233	18,67	0,43
H ₂ O (l)	3.668,72	0,9767	53,30	52,06
Total	3.756,32	1,0000	93,23	52,50

Parameter Flooding

$$Flv = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

(Towler, G, Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, 2008, hal 720)

Keterangan :

L = Kecepatan massa fase cair (kg/jam)

V = Kecepatan massa fase gas (kg/jam)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m³)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m³)

$$\begin{aligned} Flv &= \frac{3.756,322 \text{ kg/jam}}{2.943,360 \text{ kg/jam}} \times \left(\frac{0,7093 \text{ kg/m}^3}{948,0 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \\ &= 0,0349 \end{aligned}$$

Parameter kecepatan flooding diperoleh dari fig. 11.29 :

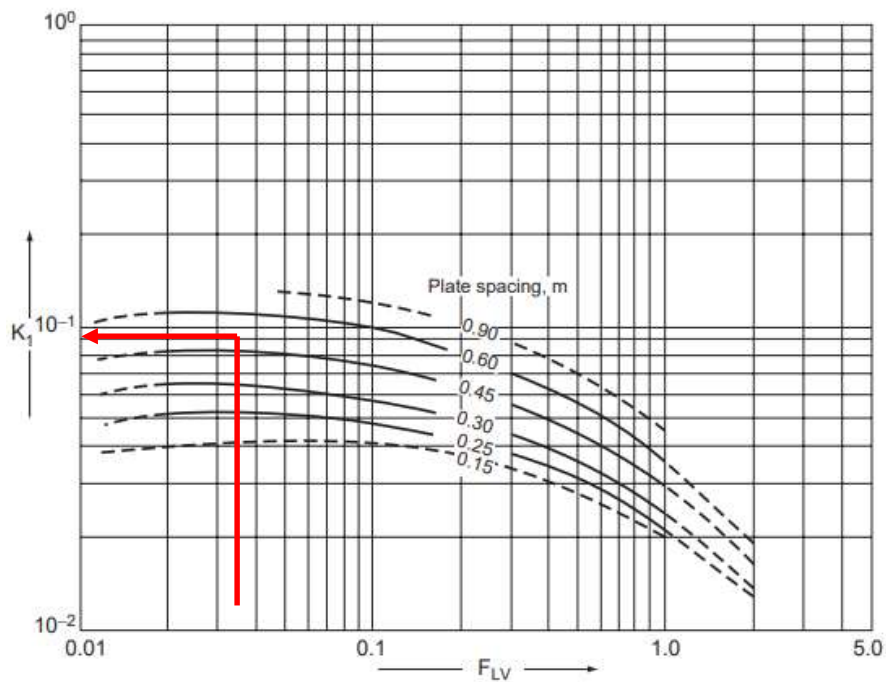


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Dicoba jarak antar plate (*tray spacing*) adalah 0,45 m

Dari Figure 11.29 diatas, diperoleh $K_1 = 0,082$ m/s

Kecepatan Uap Maksimum

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Uf = K_1 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \left(\frac{\tau}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

Merupakan adaptasi dari persamaan 11,81. Towler, dan Sinnott, halaman 720

Keterangan :

K_f = Parameter kecepatan flooding (m/s)

U_f = Kecepatan uap maksimum (m/s)

ρ_l = Rapat massa fase cair (kg/m^3)

ρ_g = Rapat massa fase uap (kg/m^3)

τ = Tegangan muka (dyne/cm)

$$U_f = 0,082 \text{ m/s} \left(\frac{947,98 \text{ kg/m}^3 - 0,71 \text{ kg/m}^3}{0,71 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \left(\frac{52,497 \text{ dyne/cm}}{20 \text{ dyne/cm}} \right)^{0,2}$$

$$= 3,63 \text{ m/s}$$

Kecepatan Volume Uap

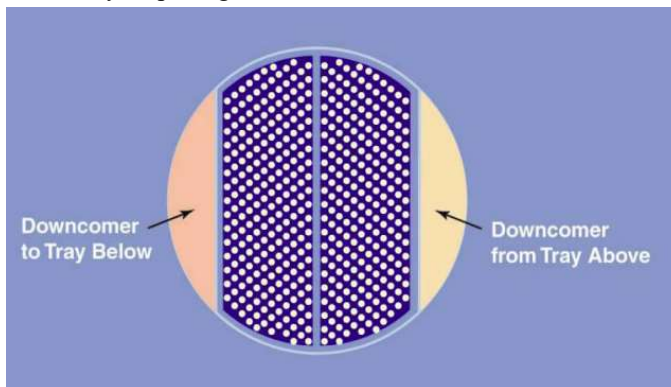
$$Q_{uap} = \frac{\text{Kecepatan massa uap}}{\text{Rapat massa uap}}$$

$$= \frac{2.943,36 \text{ kg/jam} \times \text{jam}/3600 \text{ s}}{0,71 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,15 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas Penampang menara :

Sieve tray, dapat digambarkan dibawah ini.



Luasan yang ditempati oleh Downcomer berkisar 10 - 20% dari luasan menara

Dirancang : Downcomer menempati 20% dari luas total

Kecepatan Operasi Uap

Berkisar antara 60 - 80% kecepatan linier maksimum (Towler and Sinnott, hal. 720)

Dirancang : 80% kecepatan minimum

$$U_{op} = 80\% \times 3,63 \text{ m/s}$$

$$= 2,91 \text{ m/s}$$

Luas AreaNet Area (A_n)

$$A_n = \frac{Quap}{80\% \cdot Uop} = \frac{1,15 \text{ m}^3/\text{s}}{80\% \cdot 2,91 \text{ m/s}}$$

$$= 0,50 \text{ m}^2$$

Keterangan :

 A_n = Luas penampang (m^2) $Quap$ = Kecepatan volume uap (m^3/s) Uop = Kecepatan linier uap (m/s)Luas Downcomer (A_t) adalah 20% dari luar total

$$A_t = \frac{A_n}{1 - 0,2}$$

$$= \frac{0,50 \text{ m}^2}{1 - 0,2}$$

$$= 0,62 \text{ m}^2$$

Diameter Menara

$$Dt = \sqrt{\frac{4 \times A_t}{\pi}}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,62 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$= 0,89 \text{ m}$$

Perancangan Plate

$$\begin{aligned} \text{Diameter column (Dc)} &= 0,89 \text{ m} \\ \text{Luas penampang column (At)} &= 0,62 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (Ad)} &= 20\% \times A_t \\ &= 20\% \times 0,62 \text{ m}^2 \\ &= 0,12 \text{ m}^2 \\ \text{Luas net area (An)} &= 0,50 \text{ m}^2 \\ \text{Luas area aktif (Aa)} &= A_t - 2 \times A_d \\ &= 0,62 \text{ m}^2 - 2 \times 0,12 \text{ m}^2 \\ &= 0,37 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole area (Ah)} &= 5\% \times A_a \\ &= 0,05 \times 0,37 \text{ m}^2 \\ &= 0,02 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dengan demikian, maka diambil diameter menara atas dikarenakan diameter yang paling besar dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter column (Dc)	=	1,50	m
Luas penampang column (At)	=	1,77	m ²
Luas downcomer (Ad)	=	0,35	m ²
Luas net area (An)	=	1,42	m ²
Luas area aktif (Aa)	=	1,06	m ²
Luas hole area (Ah)	=	0,05	m ²

16. Evaluasi Seksi Rectifying (Menara Atas)

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1,01 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{dew}} = 354,28 \text{ K}$$

a. Perancangan Plate (Tray)

Data lubang perforated dan tebal tray :

Diameter lubang perforated berkisar antara 1/16 – 1 in dan tebal tray berkisar antara 12 – 16 Gage (Kister, H.Z., 1991, halaman 146-148)

Dipilih diameter lubang perforated, $D_0 = 3/16 \text{ in} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler and Sinnott, 2008, Chemical Engineering Design Principles, New York : Mc Graw Hill, halaman 727)

Lubang perforated disusun secara triangular dengan pitch = $4 D_0$

Pitch berkisar antara 2 – 4 D_0 (Towler and Sinnott, halaman 727)

$$D_0 = \frac{3}{16} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 4 \times D_0 = 4 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$

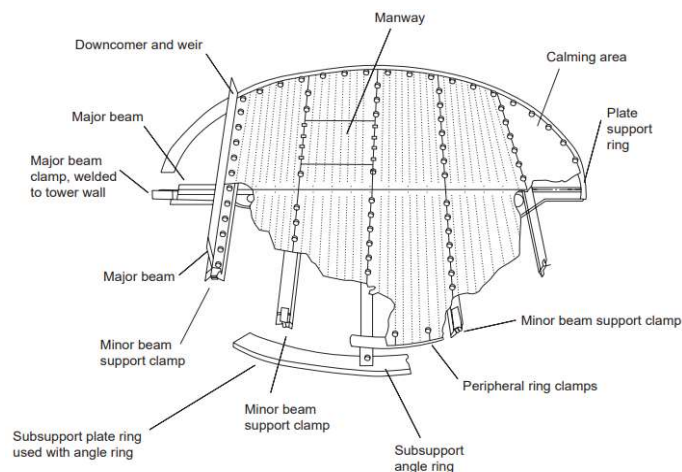


Figure 11.24. Typical sectional plate construction.

Luas lubang perforated total/hole area (Ah)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} Ah &= Aa \times \left(\frac{D_0}{\text{Pitch}} \right)^2 \\ &= 1,06 \text{ m}^2 \times \left(\frac{0,0048 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right)^2 \\ &= 0,07 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$Ah = \text{Luas lubang perforated total (m}^2\text{)}$$

$$D_0 = \text{Diameter lubang perforated (m)}$$

$$\text{Pitch} = \text{Jarak antar 2 lubang perforated (m)}$$

Mencari Panjang dan Tinggi Weir

Berdasarkan literatur, panjang Weir normalnya berkisar antara 0,6 - 0,85 dari diameter column (Dc), maka dipilih 0,75 (Coulson & Richardson, 1999)

$$\begin{aligned} L_{\text{weir}} &= 0,75 \times Dc \\ &= 0,75 \times 1,50 \text{ m} \\ &= 1,13 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk kolom yang beroperasi diatas tekanan atmosferik, tinggi Weir normalnya berada pada kisaran 40 - 90 mm

$$\text{Dipilih : Tinggi Weir (hw)} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

b. Check Weeping

$$\begin{aligned} \text{Maximum liquid rate} &= \frac{9.774,97 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ detik/jam}} \\ &= 2,72 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Minimum liquid rate} &= 0,8 \times 2,72 \text{ kg/detik} \\ &= 2,17 \text{ kg/detik} \end{aligned}$$

$$L_{\text{weir}} = 1,13 \text{ m}$$

Maximum how :

$$\begin{aligned} \text{how max} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3} \\ &= 750 \left(\frac{2,72}{877,21 \times 1,13} \right)^{2/3} \\ &= 14,70 \text{ mm} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

Minimum how :

$$\begin{aligned}
 \text{how min} &= 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{weir}} \right)^{2/3} \\
 &= 750 \left(\frac{2,17}{877,21 \times 1,13} \right)^{2/3} \\
 &= 12,67 \text{ mm} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada kecepatan minimum} = h_w + \text{how} &= 40 + 12,67 \text{ mm} \\
 &= 52,67 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

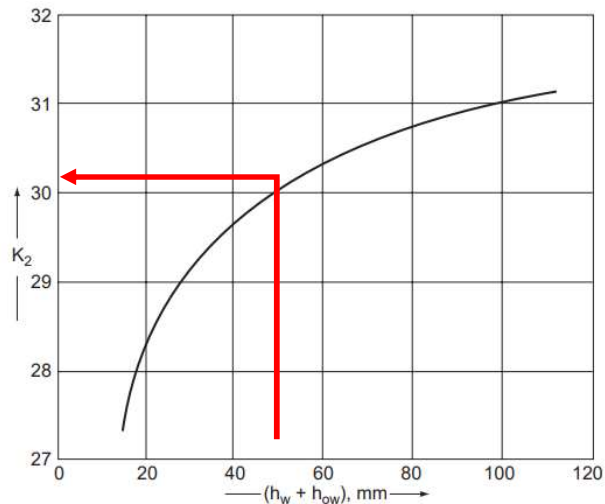


Figure 11.32. Weep-point correlation (Edujee, 1959).

Berdasarkan figure 11.32 (Coulson & Richardson), diperoleh harga $K_2 = 30,15$

Dari persamaan 11.84 (Towler and Sinnott) :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{(K_2 - 0,9 (25,4 - d_h))}{(\rho_V)^{0,5}} \\
 &= \frac{(30,15 - 0,9 (25,4 - 5))}{2,94^{0,5}} \\
 &= 6,87 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

U_h = Vapor velocity through the holes (m/s)

d_h = Hole diameter (mm)

K_2 = Konstanta

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volume minimum uap} &= 0,8 \times Q_v \\
 &= 0,8 \times 1,28 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 1,02 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aktual minimum vapor velocity} &= \text{Min. Vapor Rate} / Ah \\
 &= 1,02 \text{ m}^3/\text{detik} / 0,05 \text{ m}^2 \\
 &= 19,23 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Maka kecepatan aktual uap minimum > weep point

c. Pressure Drop (ΔH_T)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta H_T = h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau$$

Van Winkle, M, Distillation, Mc Graw Hill, New York, 1967, halaman 507

- ΔH_T = Pressure drop total (m)
- h_o = Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)
- h_{ow} = Tinggi cairan diatas weir (m)
- $h\tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan (m)
- β = Faktor aerasi
- Δ = Kemiringan ketinggian cairan diatas tray

Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$h_o = 0,186 \left(\frac{Uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho l}$$

Van Winkle, halaman 519

Keterangan :

- Co = Koefisien uap lewat lubang perforated
- Uh = Kecepatan linier uap melewati lubang perforated (ft/s)
- ρv = Rapat massa uap (kg/m^3)
- ρl = Rapat massa cair (kg/m^3)

Kecepatan volume uap pada puncak menara, $Q_v = 1,28 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
 Uh &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{0,07 \text{ m}^2} \\
 &= 19,23 \text{ m/s} \\
 &= 63,09 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan figure 11.36 (Towler and Sinnott)

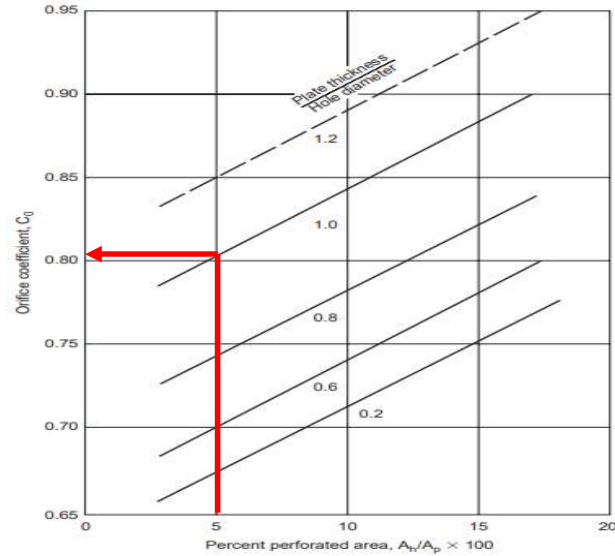


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Tebal Plate = 5 mm

D_0 = 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D_0} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Net area}} = \frac{0,05 \text{ m}^2}{1,06 \text{ m}^2} \times 100\% = 5,0 \%$$

Diperoleh harga $C_o = 0,805$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{63,09 \text{ ft/s}}{0,81 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{2,94 \text{ kg/m}^3}{877,21 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,186 \text{ in} \times 6.142 \times 0,0034 \\ &= 3,83 \text{ in} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

Faktor Aerasi

Diperoleh dengan bantuan figure 13.16, Van Winkle, Distillation, halaman 516, tentang

hubungan antara $U_V(\rho_V)^{0,5}$ dengan β :

$$F_{V0} = U_V(\rho_V)^{0,5}$$

$$U_V = Q_V / A_a$$

Keterangan :

U_V = Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_V = Rapat massa uap (lb/ft³)

$$Q_V = \text{Laju alir uap (m}^3/\text{s)}$$

$$Aa = \text{Luas aktif area (m}^2\text{)}$$

Kecepatan Supervisial Uap :

$$\begin{aligned} U_V &= \frac{1,28 \text{ m}^3/\text{s}}{1,06 \text{ m}^2} \\ &= 1,20 \text{ m/s} = 3,94 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_V &= \frac{2,94 \text{ kg/m}^3}{(1 \text{ lb} / 0,454 \text{ kg}) \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft})^3} \\ &= 0,18 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{V0} &= U_V (\rho_V)^{0,5} \\ &= 3,9429 \text{ ft/s} \times (0,1838 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\ &= 1,6903 \text{ lb}^{0,5} \text{ ft}^{0,5} \text{ s} \end{aligned}$$

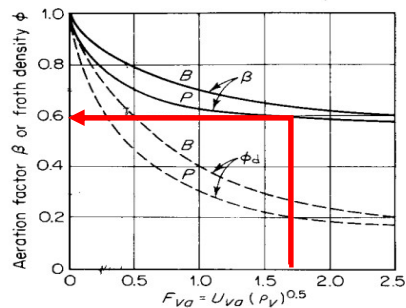


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh harga $\beta = 0,60$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ), maka kemiringan Δ dapat diabaikan ($\Delta = 0$)

Pressure drop untuk mengatasi tegangan

Dihitung menggunakan persamaan 13.22 (Van Winkle, halaman 521)

$$\begin{aligned} h \tau &= \frac{0,04 \times \tau}{\rho l \times D_0} = \frac{0,04 \times 22,17}{54,76 \times 0,1875} \\ &= 0,0864 \text{ in} \\ &= 0,0022 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h \tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

D_0 = Diameter lubang perforated (in)

ρl = Rapat massa cairan (lb/ft³)

Total Pressure Drop :

$$\begin{aligned}\Delta HT &= h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau \\ &= 0,10 \text{ m} + 0,6 \times (0,10 \text{ m} + 0,01 \text{ m} + 0) + 0,0022 \text{ m} \\ &= 0,17 \text{ m}\end{aligned}$$

Plate Pressure Drop :

Dihitung menggunakan persamaan,

$$\begin{aligned}\Delta Pt &= \Delta Ht \times \rho l \times g \\ &= 0,17 \text{ m} \times 877,21 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 1.433,95 \text{ Pa} \\ &= 0,014 \text{ bar / tray} \\ &= 10,76 \text{ mmHg / tray}\end{aligned}$$

17. Evaluasi Seksi Stripping (Menara Bawah)

$$\text{Tekanan : } P_{\text{total}} = 1,20 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu uap, } T_{\text{dew}} = 377,87 \text{ K}$$

$$\text{Suhu didih, } T_{\text{bb1}} = 377,87 \text{ K}$$

a. Perancangan Plate (Tray)

Data lubang perforated dan tebal tray :

Diameter lubang perforated berkisar antara 1/16 - 1 in dan tebal tray berkisar antara 12 - 16 Gage (Kister, H.Z., 1991, halaman 146-148)

Dipilih diameter lubang perforated, $D_0 = 3/16 \text{ in} = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$

Tebal tray dipilih 12 Gage = 5 mm (Towler and Sinnott, 2008, Chemical Engineering Design Principles, New York : Mc Graw Hill, halaman 727)

Lubang perforated disusun secara triangular dengan pitch = 4 D_0

Pitch berkisar antara 2 - 4 D_0 (Towler and Sinnott, halaman 727)

$$D_0 = \frac{3}{16} \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 4 \times D_0 = 4 \times 0,0048 \text{ m} = 0,0191 \text{ m}$$

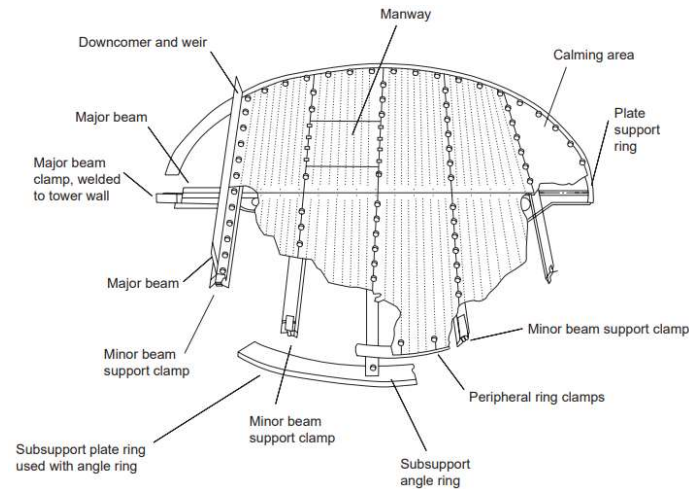


Figure 11.24. Typical sectional plate construction.

Luas lubang perforated total/hole area (A_h)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A_h &= A_a \times \left(\frac{D_0}{\text{Pitch}} \right)^2 \\
 &= 1,06 \text{ m}^2 \times \left(\frac{0,0048 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \right)^2 \\
 &= 0,07 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

A_h = Luas lubang perforated total (m^2)

D_0 = Diameter lubang perforated (m)

Pitch = Jarak antar 2 lubang perforated (m)

Mencari Panjang dan Tinggi Weir

Berdasarkan literatur, panjang Weir normalnya berkisar antara 0,6 - 0,85 dari diameter column (D_c), maka dipilih 0,75 (Coulson & Richardson, 1999)

$$\begin{aligned}
 L_{\text{weir}} &= 0,75 \times D_c \\
 &= 0,75 \times 1,50 \text{ m} \\
 &= 1,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk kolom yang beroperasi diatas tekanan atmosferik, tinggi Weir normalnya berada pada kisaran 40 - 90 mm

$$\text{Dipilih : Tinggi Weir (} h_w \text{)} = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

b. Check Weeping

$$\text{Maximum liquid rate} = \frac{3.756,32 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ detik/jam}}$$

$$= 1,04 \text{ kg/detik}$$

$$\text{Minimum liquid rate} = 0,8 \times 1,04 \text{ kg/detik}$$

$$= 0,83 \text{ kg/detik}$$

$$L_{\text{weir}} = 1,13 \text{ m}$$

Maximum how :

$$\text{how max} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3}$$

$$= 750 \left(\frac{1,04}{948,0 \times 1,13} \right)^{2/3}$$

$$= 7,38 \text{ mm}$$

$$= 0,01 \text{ m}$$

Minimum how :

$$\text{how min} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times L_{\text{weir}}} \right)^{2/3}$$

$$= 750 \left(\frac{0,83}{948,0 \times 0,83} \right)^{2/3}$$

$$= 7,77 \text{ mm}$$

$$= 0,01 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada kecepatan minimum} &= h_w + h_{ow} = 50 + 7,77 \text{ mm} \\ &= 57,77 \text{ mm} \end{aligned}$$

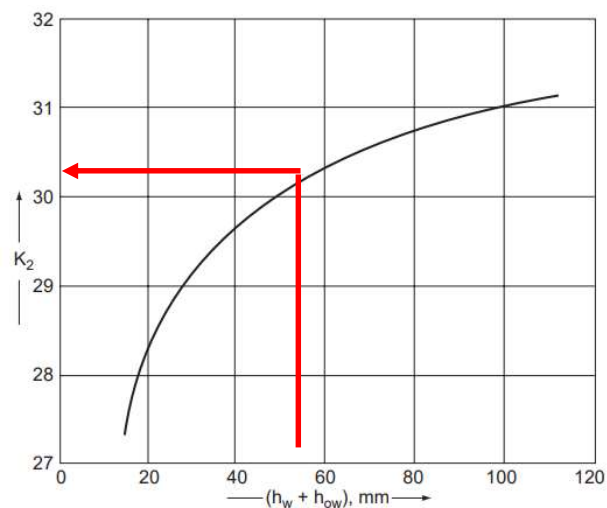


Figure 11.32. Weep-point correlation (Edujee, 1959).

Berdasarkan figure 11.32 (Coulson & Richardson), diperoleh harga $K_2 = 30,15$

Dari persamaan 11.84 (Towler and Sinnott) :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{(K_2 - 0,9 (25,4 - d_h))}{(\rho_v)^{0,5}} \\
 &= \frac{(30,15 - 0,9 (25,4 - 5))}{0,71^{0,5}} \\
 &= 14,00 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 U_h &= \text{Vapor velocity through the holes (m/s)} \\
 d_h &= \text{Hole diameter (mm)} \\
 K_2 &= \text{Konstanta}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volume minimum uap} &= 0,8 \times Q_v \\
 &= 0,8 \times 1,15 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,92 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Aktual minimum vapor velocity} &= \text{Min. Vapor Rate} / Ah \\
 &= 0,92 \text{ m}^3/\text{detik} / 0,05 \text{ m}^2 \\
 &= 17,32 \text{ m/detik}
 \end{aligned}$$

Maka kecepatan aktual uap minimum > weep point

c. Pressure Drop (ΔH_T)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta HT = ho + \beta \left(ho + how + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau$$

Van Winkle, M, Distillation, Mc Graw Hill, New York, 1967, halaman 507

$$\begin{aligned}
 \Delta HT &= \text{Pressure drop total (m)} \\
 ho &= \text{Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated (m)} \\
 how &= \text{Tinggi cairan diatas weir (m)} \\
 h\tau &= \text{Pressure drop untuk mengatasi tegangan permukaan (m)} \\
 \beta &= \text{Faktor aerasi} \\
 \Delta &= \text{Kemiringan ketinggian cairan diatas tray}
 \end{aligned}$$

Pressure drop untuk mengatasi lubang perforated

Dihitung menggunakan persamaan :

$$ho = 0,186 \left(\frac{Uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho l}$$

Van Winkle, halaman 519

Keterangan :

- C_o = Koefisien uap lewat lubang perforated
 U_h = Kecepatan linier uap melewati lubang perforated (ft/s)
 ρ_v = Rapat massa uap (kg/m^3)
 ρ_l = Rapat massa cair (kg/m^3)

Kecepatan volume uap pada bawah menara, $Q_v = 1,15 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
 U_h &= \frac{1,15 \text{ m}^3/\text{s}}{0,07 \text{ m}^2} \\
 &= 17,32 \text{ m/s} \\
 &= 56,82 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Koefisien perforated C_o , diperoleh dengan bantuan figure 11.36 (Towler and Sinnott)

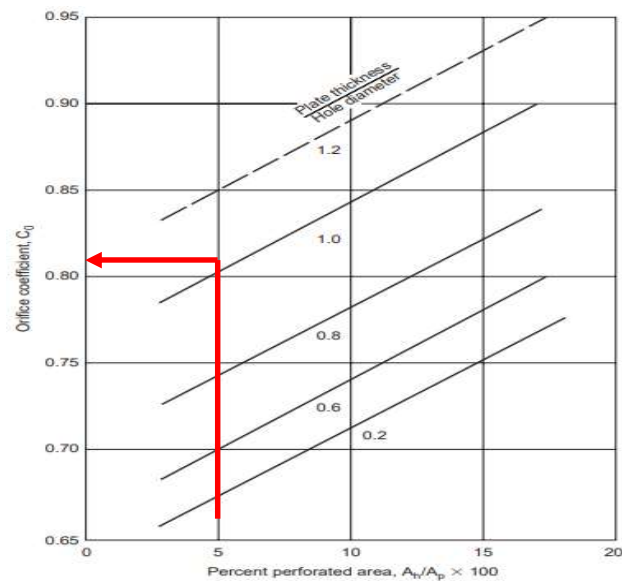


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Tebal Plate = 5 mm

D_0 = 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D_0} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{\text{Hole area}}{\text{Net area}} = \frac{0,05 \text{ m}^2}{1,06 \text{ m}^2} \times 100\% = 5,0 \%$$

Diperoleh harga $C_0 = 0,805$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,186 \times \left(\frac{56,82 \text{ ft/s}}{0,81 \text{ ft/s}} \right)^2 \times \frac{0,71 \text{ kg/m}^3}{947,98 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,186 \text{ in} \times 4,982 \times 0,0007 \\ &= 0,69 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ m} \end{aligned}$$

Faktor Aerasi

Diperoleh dengan bantuan figure 13.16, Van Winkle, Distillation, halaman 516, tentang

hubungan antara $U_V(\rho_V)^{0,5}$ dengan β :

$$F_{V0} = U_V(\rho_V)^{0,5}$$

$$U_V = Q_V / Aa$$

Keterangan :

U_V = Kecepatan supervisial uap (ft/s)

ρ_V = Rapat massa uap (lb/ft³)

Q_V = Laju alir uap (m³/s)

Aa = Luas aktif area (m²)

Kecepatan Supervisial Uap :

$$\begin{aligned} U_V &= \frac{1,15 \text{ m}^3/\text{s}}{1,06 \text{ m}^2} \\ &= 1,08 \text{ m/s} = 3,55 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_V &= \frac{0,71 \text{ kg/m}^3}{(1 \text{ lb} / 0,454 \text{ kg}) \times (0,3048 \text{ m} / 1 \text{ ft})^3} \\ &= 0,04 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{V0} &= U_V(\rho_V)^{0,5} \\ &= 3,55 \text{ ft/s} \times (0,04 \text{ lb/ft}^3)^{0,5} \\ &= 0,75 \text{ lb}^{0,5} \text{ ft}^{0,5} \text{ s} \end{aligned}$$

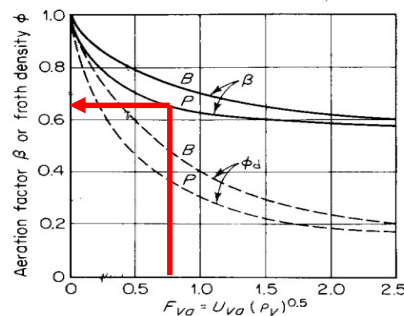


FIGURE 13.16 Aeration factor and froth density. *B*-bubble-cap plates, *P*-perforated plates.

Diperoleh harga $\beta = 0,65$

Kemiringan cairan diatas tray (Δ), maka kemiringan Δ dapat diabaikan ($\Delta = 0$)

Pressure drop untuk mengatasi tegangan

Dihitung menggunakan persamaan 13.22 (Van Winkle, halaman 521)

$$\begin{aligned} h\tau &= \frac{0,04 \times \tau}{\rho l \times D_0} = \frac{0,04 \times 53,13}{59,18 \times 0,1875} \\ &= 0,1915 \text{ in} \\ &= 0,0049 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h\tau$ = Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (in)

D_0 = Diameter lubang perforated (in)

ρl = Rapat massa cairan (lb/ft³)

Total Pressure Drop :

$$\begin{aligned} \Delta HT &= h_o + \beta \left(h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) + h\tau \\ &= 0,02 \text{ m} + 0,7 \times (0,02 \text{ m} + 0,01 \text{ m} + 0) + 0,0049 \text{ m} \\ &= 0,0387 \text{ m} \end{aligned}$$

Plate Pressure Drop :

Dihitung menggunakan persamaan,

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= \Delta Ht \times \rho l \times g \\ &= 0,0387 \text{ m} \times 947,98 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 359,71 \text{ Pa} \\ &= 0,0036 \text{ bar / tray} \\ &= 2,70 \text{ mmHg / tray} \end{aligned}$$

18. Koreksi Kondisi Operasi Menara

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Puncak, } P_{\text{puncak}} &= 1,00 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \\ \text{Suhu Puncak, } T_{\text{puncak}} &= 81,28 \text{ }^\circ\text{C} = 354,28 \text{ K} \\ \text{Tekanan Umpan, } P_{\text{umpan}} &= \text{Tekanan Puncak} + \Delta P \text{ Rectifying} \\ &= 1,00 \text{ atm} + 0,0143 \text{ atm/tray} \times 9 \text{ tray} \\ &= 1,00 \text{ atm} + 0,13 \text{ atm} \\ &= 1,13 \text{ atm} \\ &= 858,08 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu Umpan, } T_{\text{umpan}} = 93,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 366,65 \text{ K}$$

Menggunakan trial dan error pada suhu umpan agar $\sum y_i = \sum x_i \times k_i$

Komponen	F	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH (l)	0,07	0,001	2,15,E+03	2,50,E+00	0,002
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	0,494	1,12,E+03	1,31,E+00	0,645
H ₂ O(l)	45,05	0,505	6,00,E+02	6,99,E-01	0,353
Total	89,16	1,000			1,00

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Bawah, } P_{\text{bawah}} &= \text{Tekanan Umpan} + \Delta P \text{ Stripping} \\ &= 1,13 \text{ atm} + 0,0143 \text{ atm/tray} \times 16 \text{ tray} \\ &= 1,13 \text{ atm} + 0,23 \text{ atm} \\ &= 1,36 \text{ atm} \\ &= 1.032 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu Bawah, } T_{\text{bawah}} = 108,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,88 \text{ K}$$

Menggunakan trial dan error pada suhu bawah agar $\sum y_i = \sum x_i \times k_i$

Komponen	B	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH (l)	0,00	0,000	3,46,E+03	3,35,E+00	0,000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,22	0,005	1,72,E+03	1,67,E+00	0,008
H ₂ O(l)	44,11	0,995	1,03,E+03	9,96,E-01	0,991
Total	44,33	1,000			1,000

19. Desain Menara Distilasi

Digunakan bahan Stainless Steel SA 167 tipe 316 (Brownell & Young, 1959, halaman 342)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Design, } P_{\text{Design}} &= \text{Tekanan operasi} \times 1,2 \\ &= 1,36 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,63 \text{ atm} \\ &= 23,96 \text{ psi} \\ \text{Allowable Stress (} f \text{)} &= 18.750 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi Sambungan (} e \text{)} &= 0,8 \\ \text{Faktor Korosi (} c \text{)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Diameter menara (} D_c \text{)} &= 1,50 \text{ m} \\ \text{Jari-jari menara (} r_i \text{)} &= 0,75 \text{ m} \\ &= 29,60 \text{ in} \end{aligned}$$

a. Menentukan Tebal Shell

Digunakan bahan Stainless Steel SA 167 type 316

Tebal Shell :

$$t_{shell} = \frac{P \times r_i}{(f \times e) - (0,6 \times P)} + c$$

$$= \frac{23,96 \text{ psi} \times 29,60 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 23,96 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1723 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar yaitu 3 / 16 in = 0,1875 in

OD standar = 60 in

$$\text{ID standar} = \text{OD standar} - (2 \times t_{shell})$$

$$= 60 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 60 \text{ in} - 0,3750 \text{ in}$$

$$= 59,63 \text{ in}$$

b. Menentukan Tebal Head

Bentuk Head : Torispherical flanged and dished head, karena tekanan < 15 bar. Dari tabel 5.7. (Brownell & Young, 1959, hal. 90)

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	48	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	42	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	↓	40	↓	↓	↓	↑	↓	↓	↓	60	↓	66	↓	↓
5/8	↓	36	↓	↓	↓	↑	↓	↓	↓	54	↓	60	↓	↓
3/4	2 1/2	↑	2 5/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↑	↓	↑	↓	72
7/8	2 5/8	↑	3	40	3	↑	3 1/4	↑	↓	↑	↓	↑	↓	66
1	3	↑	3 3/8	42	3 3/8	↑	3 3/8	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 1/4	3 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	3 3/4	↑	↑	↑	↑	↑
1 1/2	4 1/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	4 1/8	↑	↑	↑
1 3/4	4 3/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 5/8	4 7/8	↑	↑	↑	↑	42	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 3/4	5 1/4	↑	↑	↑	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 7/8	5 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2	6	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 1/4	6 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 1/2	7 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 3/4	8 1/4	36	8 1/4	42	8 1/4	↑	9	54	9	54	9	60	9	66
3	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑

Didapatkan data tebal head sebagai berikut :

$$icr = 3,625 \text{ in}$$

$$rc = 60 \text{ in}$$

Tebal head dihitung menggunakan persamaan 13.12. Brownell & Young, 1959, hal. 258

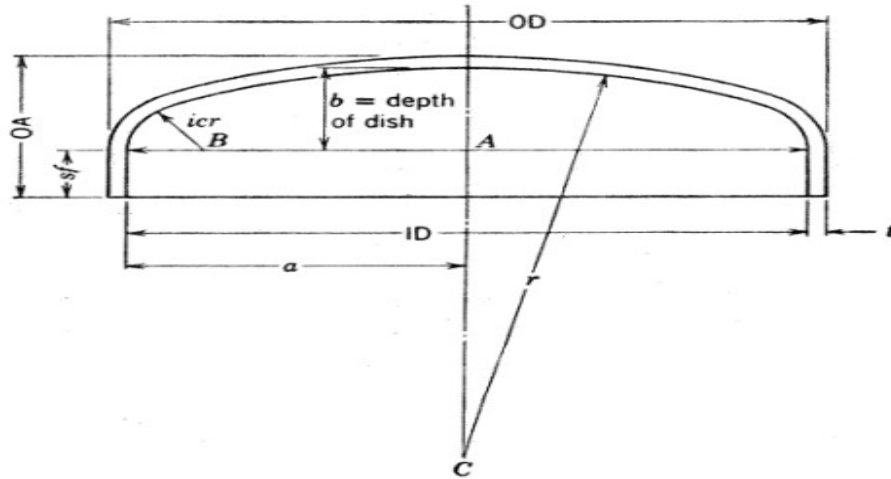
$$t_{head} = \frac{0,885 \times P \times rc}{(f \times e) - (0,1 \times P)} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 23,96 \text{ psi} \times 60 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 23,96 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2098 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar yaitu $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

c. Menentukan Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr* = Inside - Corner Radius
- sf* = Straight Flange
- r* = Radius of Dish
- OD* = Outside Diameter
- b* = Depth of Dish (Inside)
- a* = Inside Radius
- ID* = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2 1/2	3/16
1/4	1 1/2-3	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/8
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/4
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 5/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 5/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 5/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 3/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 3/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

$$t_{head} = 0,25 \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} = 0,05 \text{ m}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{59,63}{2} = 29,81 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 29,81 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 26,19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 60,00 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 56,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(56,38)^2 - (26,19)^2} \\ &= 49,92 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 60,00 \text{ in} - 49,92 \text{ in} \\ &= 10,08 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,25 \text{ in} + 10,08 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\ &= 12,33 \text{ in} \\ &= 1,03 \text{ ft} \\ &= 0,31 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Maka, diperoleh tinggi head } (H_{Head}) = 0,31 \text{ m}$$

d. Menentukan Tinggi Menara Distilasi

Dihitung menggunakan persamaan :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Keterangan :

$$H_t = \text{Tinggi total (m)}$$

$$H_1 = \text{Tinggi penyangga (m)}$$

$$H_2 = \text{Tinggi ruang kosong bawah (m)}$$

$$H_3 = \text{Tinggi tray (m)}$$

$$H_4 = \text{Tinggi ruang kosong atas (m)}$$

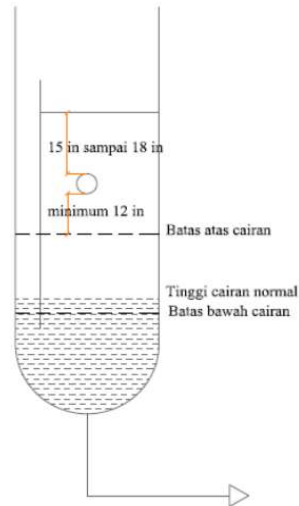
$$\text{Dirancang, Tinggi penyangga } (H_1) = 2 \text{ m}$$

Tinggi Ruang Kosong Bawah (H_2)

Dihitung berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operation, Mc Graw Hill, New York, 1991

halaman 84

Sketsa :



Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah, maka perlu dihitung tinggi cairan dan diameter pipa.

Tinggi cairan dihitung menggunakan persamaan :

$$Hl = \frac{Vl}{At} \qquad Vl = \frac{Ll \cdot \theta}{\rho l}$$

- At = Luas penampang menara (m^2)
- Hl = Tinggi cairan (m)
- Ll = Kecepatan volume cairan (m^3/s)
- Vl = Volume cairan (m^3)
- θ = Waktu tinggal cairan (s)

Waktu tinggal cairan :

Diprediksi berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Operations, Mc Graw Hill. New York, 1991, halaman 93.

Diperoleh waktu tinggal, $\theta = 2$ menit

$$Ll = 3.756,32 \text{ kg/jam}$$

$$\rho l = 947,98 \text{ kg/m}^3$$

$$Vl = \frac{3.756,322 \text{ kg/jam} \times \text{Jam}/60 \text{ menit}}{947,978 \text{ kg/m}^3} \times 2 \text{ menit} = 0,13 \text{ m}^3$$

$$H_l = \frac{0,13 \text{ m}^3}{1,77 \text{ m}^2} = 0,07 \text{ m}$$

Diameter Nozle Untuk Uap

Dihitung menggunakan persamaan :

$$D_{nozle} = \sqrt{\frac{4 \times Ap}{\pi}}$$

Keterangan :

Ap = Luas penampang pipa nozle (m^2)

D_{nozle} = Diameter pipa nozle (m)

Adapun luas penampang pipa nozle dihitung menggunakan persamaan :

$$Ap = \frac{Q_v}{V_{lin}}$$

Keterangan :

Q_v = Kecepatan uap (m^3/s)

V_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozle (m/s)

Kecepatan Linear Fluida

Dihitung menggunakan persamaan : Kister, H.Z., Distillation Operations, 1911, halaman 86

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho_m}}$$

Keterangan :

V_{lin} = Kecepatan linear fluida masuk dalam nozle (ft/s)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

Rapat Massa Campuran

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\% \text{ uap} / \rho_v + \% \text{ cair} / \rho_l}$$

Keterangan :

ρ_v = Rapat massa uap (lb/ft^3)

ρ_l = Rapat massa cair (lb/ft^3)

ρ_m = Rapat massa campuran (lb/ft^3)

Dikarenakan fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler, maka % cair = 0% dan % uap = 100%

$$\begin{aligned} \rho_v &= 0,71 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,04 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_m &= \frac{100\%}{100\% \times 0,04 \text{ lb/ft}^3 + 0\% \times 59,18 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,04 \text{ lb/ft}^3 \\ V_{lin} &= \left(\frac{4000}{0,04} \right)^{0,5} \\ &= 300,56 \text{ ft/s} \\ &= 91,61 \text{ m/s} \\ Ap &= \frac{1,15 \text{ m}^3/\text{s}}{91,61 \text{ m/s}} \\ &= 0,01 \text{ m}^2 \\ D_{nozle} &= \left(\frac{4 \times 0,01 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 0,13 \text{ m} \\ &= 4,98 \text{ in} \end{aligned}$$

Pipa Nozzle Standar

Dipilih berdasarkan tabel 13, Peters. M.S, K.D. Timmerhaus, Plant Design And Economic for Chemical Engineers, Ed. 4, Mc Graw Hill, New York, 1991, halaman 888

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area, sq. ft.	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
			0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	80	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
			0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
5/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
			0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
3/4	0.840	80	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
			0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
1	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
			0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1 1/4	1.32	80	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
			0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/2	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
			1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 3/4	1.90	80	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
			1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
			1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	80	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
			2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
			2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	80	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
			3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
			5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	80	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
			7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
			9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	423	6.283	6.00	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.

‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dirancang :

8 in NPS, Sch.

Diameter luar pipa, OD :

$$= 8,625 \text{ in}$$

$$= 0,2191 \text{ m}$$

Diameter dalam pipa, ID :

$$= 7,981 \text{ in}$$

$$= 0,2027 \text{ m}$$

Maka tinggi ruang kosong bawah :

$$\begin{aligned} H_2 &= 0,07 \text{ m} + (18 \text{ in} + 12 \text{ in}) \times (0,0254 \text{ m/in}) \\ &+ 0,2191 \text{ m} \\ &= 1,06 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Tray (H_3)

Dihitung menggunakan persamaan :

$$H_3 = (n \text{ tray} - 1) \times \text{jarak antar tray}$$

Seksi Rectifying = 9 plate

$$H_3 = (9 - 1) \times 0,45 \text{ m} = 3,60 \text{ m}$$

Seksi Stripping = 16 plate

$$H_3 = (16 - 1) \times 0,45 \text{ m} = 6,75 \text{ m}$$

Tinggi Ruang Kosong Atas (H_4)

Tinggi ruang kosong atas dirancang (H_4) = 1,0 m

Tinggi Total Menara Distilasi :

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

$$\begin{aligned} &= 2 \text{ m} + 1,06 \text{ m} + 10,35 \text{ m} + 1,0 \text{ m} + 0,31 \text{ m} \\ &= 14,72 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Ukuran Pipa

Diameter optimum pipa berdasarkan pers. 15, Peters & Timmerhaus, halaman 496.

$$D_{opt} = 3,9 \times \left(\frac{G}{1000} \right)^{0,45} \times \rho^{-0,31}$$

Keterangan :

D_{opt} = Diameter optimum pipa (in)

G = Fluid flow rate (ft³/jam)

ρ = Fluid density (lb/ft)

Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi :

Kecepatan umpan = 10.143,11 lb/jam

Densitas umpan = 54,63 lb/ft³

D_{opt} = 6,58 in

Dipilih D_{opt} standar = 7,981 in

$D_{outside}$ standar = 8,625 in

Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi :

Kecepatan refluks = 21.550,09 lb/jam

Densitas refluks = 54,76 lb/ft³

D_{opt} = 9,23 in

Dipilih D_{opt} standar = 10,02 in

$D_{outside}$ standar = 10,75 in

Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler :

Kecepatan uap	=	6.488,99	lb/jam
Densitas uap	=	0,04	lb/ft ³
D_{Opt}	=	13,569	in
Dipilih D_{opt} standar	=	15,25	in
$D_{outside}$ standar	=	16	in

Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi :

Kecepatan uap	=	29.900,92	lb/jam
Densitas uap	=	0,18	lb/ft ³
D_{Opt}	=	22,43	in
Dipilih D_{opt} standar	=	23,25	in
$D_{outside}$ standar	=	24	in

Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Distilasi :

Kecepatan cairan	=	8.281,26	lb/jam
Densitas cairan	=	59,18	lb/ft ³
D_{Opt}	=	5,94	in
Dipilih D_{opt} standar	=	6,065	in
$D_{outside}$ standar	=	6,625	in

20. Neraca Panas Menara Distilasi

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_F + Q_{Reb} - Q_{Dis} - Q_{Bot} - Q_{Kond} = 0$$

Keterangan :

Q_F = Panas yang dibawa oleh umpan (kJ/jam)

Q_{Reb} = Beban panas reboiler (kJ/jam)

Q_{Dis} = Bebas panas distilat (kJ/jam)

Q_{Bot} = Beban panas bottom (kJ/jam)

Q_{Kond} = Beban panas kondensor (kJ/jam)

Kapasitas Panas Fase Cair

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q = \sum n_i \int_{354}^{298} C_{p_i} dT$$

$$\int_{T_{Ref}}^T C_{p_i} dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data diperoleh dari Yaws, C.L., Chemical Properties Handbook, 1999.

Data Kapasitas Panas (C_p f(T)) Fase Cair :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
C ₄ H ₆ O ₂	54,109	8,0399,E-01	-2,5149,E-03	3,3155,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Data Kapasitas Panas (C_p f(T)) Fase Gas :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	40,046	-3,8287,E-02	2,4529,E-04	-2,1679,E-07	5,9909,E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,222	4,0619,E-01	-2,8529,E-04	9,7153,E-08	-1,4073,E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12

Panas Laten Pengembunan / Penguapan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$HV = A \times \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

A = Konstanta

HV = Panas laten (kJ/mol)

T = Suhu operasi (K)

T_c = Suhu kritis (K)

Data Konstanta Panas Penguapan :

Komponen	$HV = A \times (1 - T/T_c)^n$		
	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	52,723	512,58	0,377
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	46,8	536	0,347
H ₂ O (l)	52,053	647,13	0,321

a. Panas yang dibawa oleh umpan

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T C_{p_i} dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data Suhu :

$$T = 93,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 366,7 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	C_{p_i} kJ/kmol	$Q_F = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,07	5.726,72	374,75
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	11.365,01	500.573,01
H ₂ O (l)	45,05	5.164,00	232.629,01
Total	89,16		733.576,78

b. Panas yang dibawa oleh distilat

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T Cp_i dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{Ref}^5)$$

Data Suhu :

$$T = 81,28 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,3 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	Cp_i kJ/kmol	$Q_{Dis} = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,06	2.635,17	170,72
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	43,82	5.993,90	262.681,90
H ₂ O (l)	0,94	1.901,88	1.782,09
Total	44,83		264.634,71

c. Panas yang dibawa oleh bottom

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\int_{T_{Ref}}^T Cp_i dT = \int_{T_{Ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) dT$$

$$= A(T - T_{Ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{Ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{Ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{Ref}^4)$$

Data Suhu :

$$T = 108,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,9 \text{ K}$$

$$T_{Ref} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,0 \text{ K}$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	Mol kmol/jam	Cp_i kJ/kmol	$Q_{Bot} = Mol \cdot CP_i$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,00	7.078,33	4,63
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,22	14.054,57	3.095,18
H ₂ O (l)	44,11	6.315,17	278.569,75
Total	44,33		281.669,56

d. Beban Panas Reboiler

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_{Reboiler} = Q_{Sensibel} + Q_{Laten}$$

Beban Panas Sensibel :

$$Q_{Sensibel} = \sum L_i C_{p_i} (t_2 - t_1)$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	L_i kmol/jam	$C_{p_i} dT$ kJ/kmol	$Q_{Sensibel}$ kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,00	1.351,60	4,09
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	1,02	2.689,56	2.736,79
H ₂ O (l)	203,82	1.151,17	234.628,50
Total	204,84	5.192,33	237.369,38

Beban Panas Laten :

$$Q_{Laten} = \sum V_i HVAP_i$$

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Komponen	V_i kmol/jam	$HVAP_i$ kJ/kmol	Q_{Laten} kJ/jam
CH ₃ OH (l)	0,00	31,86	0,08
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,80	30,64	24,43
H ₂ O (l)	159,71	39,28	6.273,71
Total	160,51	101,78	6.298,21

Maka beban panas pada Reboiler :

$$\begin{aligned} Q_{Reboiler} &= Q_{Sensibel} + Q_{Laten} \\ &= 237.369,38 + 6.298,21 \\ &= 243.667,59 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

e. Beban Panas Kondensor

$$\begin{aligned} Q_{Kond} &= Q_F + Q_{Reb} - Q_{Dis} - Q_{Bot} \\ Q_{Kond} &= 733.576,78 + 243.667,59 - 264.634,71 - 281.669,56 \\ &= 430.940,10 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

f. Neraca Panas disekitar Menara Ditilasi

Komponen	Masuk kJ/jam	Keluar kJ/jam
CH ₃ OH (l)	374,75	175,35
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	500.573,01	265.777,07
H ₂ O (l)	232.629,01	280.351,85
Q _{Kond}	0,00	430.940,10
Q _{Reb}	243.667,59	0,00
Total	977.244,37	977.244,37

KESIMPULAN MENARA DISTILASI (MD – 02)

Fungsi : Memisahkan metil akrilat dari air sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan umpan masuk sebesar 4.600,84 Kg/jam

Jenis Alat : Plate Tower (menara distilasi dengan Sieve Tray)

Kondisi Operasi :

○ Umpan Menara

- Suhu = 93,65 °C = 366,65 K
- Tekanan = 1,13 atm = 858,08 mmHg

○ Puncak Menara

- Suhu = 81,28 °C = 354,28 K
- Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

○ Dasar Menara

- Suhu = 108,88 °C = 381,88 K
- Tekanan = 1,36 atm = 1.032 mmHg

Jumlah Plate :

- Jumlah plate minimum = 7 plate
- Jumlah plate teoritis = 16 plate
- Jumlah plate aktual = 25 plate
- Jumlah plate seksi rectifying = 9 plate
- Jumlah plate seksi stripping = 16 plate
- Efisiensi plate = 65,29 %
- Letak plate umpan = 9 dari atas

Dimensi Menara Distilasi

- Tinggi menara = 14,72 m
- Diameter menara = 1,50 m
- Tebal shell = 0,19 in
- Tebal head = 0,25 in
- Tinggi head = 0,31 m

Dimensi Pipa Input dan Output

○ Ukuran Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi :

- Kecepatan umpan = 10.143,11 lb/jam
- Densitas umpan = 54,63 lb/ft³

-
- D_{Opt} = 6,58 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 7,98 in
 - $D_{outside}$ standar = 8,63 in
- o Ukuran Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi :
- Kecepatan refluks = 21.550,09 lb/jam
 - Densitas refluks = 54,76 lb/ft³
 - D_{Opt} = 9,23 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 10,02 in
 - $D_{outside}$ standar = 10,75 in
- o Ukuran Pipa Pemasukan Uap Reboiler :
- Kecepatan uap = 6.488,99 lb/jam
 - Densitas uap = 0,04 lb/ft³
 - D_{Opt} = 13,57 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 15,25 in
 - $D_{outside}$ standar = 16,00 in
- o Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi :
- Kecepatan uap = 29.900,92 lb/jam
 - Densitas uap = 0,18 lb/ft³
 - D_{Opt} = 22,43 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 23,25 in
 - $D_{outside}$ standar = 24,00 in
- o Ukuran Pipa Pengeluaran Cairan Dasar Menara Distilasi :
- Kecepatan cairan = 8.281,26 lb/jam
 - Densitas cairan = 59,18 lb/ft³
 - D_{Opt} = 5,94 in
 - Dipilih D_{opt} standar = 6,07 in
 - $D_{outside}$ standar = 6,63 in

PERHITUNGAN PLATE TO PLATE

1. Tekanan Uap Murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Vapor Pressure (mmHg)

Tabel data nilai Antoine :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH (l)	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,70E+01	-3,12E+03	-1,49E+01	7,16E-03	3,45E-14
H ₂ O (l)	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

2. Kapasitas Panas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Persamaan : $C_{p_l} = A + BT + CT^2 + DT^3$

ket : C_{p_l} = Kapasitas panas fasa cair (J/mol.K)

T = Suhu (K)

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH (l)	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06
H ₂ O (l)	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

3. Kapasitas Panas Gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

Persamaan : $C_{p_g} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

ket : C_{p_g} = Kapasitas panas fasa gas (J/mol.K)

T = Suhu (K)

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ + ET ⁴ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,00E+01	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,22E+00	4,06E-01	-2,85E-04	9,72E-08	-1,41E-11
H ₂ O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

4. Perhitungan Menara Distilasi *Plate-to-Plate*

Perhitungan *top-down*, dengan asumsi semua zat terkondensasi total, sehingga :

Diketahui :

Pressure Drop = 0,014 atm/plate

Reflux = 2,58

Dirancang :

Jumlah Plate = 25 plate

Jumlah Plate Rectifying = 9 plate

Jumlah Plate Stripping = 16 plate

Plate Umpan = 9

Komposisi Feed

Suhu = 93,65 °C = 366,65 K

Tekanan = 1,13 atm = 858,08 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	0,07	2,09	0,0007
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	44,05	3.787,88	0,4940
H ₂ O (l)	45,05	810,87	0,5053
Total	89,16	4.600,84	1,0000

Komposisi Distillate

Suhu = 81,28 °C = 354,28 K

Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	0,06	2,07	0,0014
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	43,82	3.768,94	0,9777
H ₂ O (l)	0,94	16,87	0,0209
Total	44,83	3.787,88	1,0000

Komposisi Bottom

Suhu = 108,88 °C = 381,88 K

Tekanan = 1,36 atm = 1032,45 mmHg

Komponen	Laju Alir		Fraksi Mol
	Kmol/jam	Kg/jam	
CH ₃ OH (l)	0,00	0,02	0,0000

C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,22	18,94	0,0050
H ₂ O (l)	44,11	794,00	0,9950
Total	44,33	812,96	1,0000

Komposisi Stage 1

$$\text{Suhu} = 81,72 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,72 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,01 \text{ atm} = 770,90 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_{Li}	P_{oi}	K_i	$X_{Li} = Y_{Li} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0014	1432,9937	1,8589	0,0027
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9777	778,1012	1,0093	0,9868
H ₂ O (l)	0,0209	378,5679	0,4911	0,0103
Total	1,0000			1,000

$$\begin{aligned} LD &= R \times D \\ &= 2,58 \times 44,83 \\ &= 115,68 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_1 &= (R+1) \times D \\ &= 3,58 \times 44,83 \\ &= 160,51 \end{aligned}$$

STAGE 1

Kondisi Operasi Stage 1

$$\text{Suhu} = 81,72 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,72 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,01 \text{ atm} = 770,90 \text{ mmHg}$$

$$Y_2 = \left(\frac{L_0}{V_1} \right) \times (X_1 - X_0) + Y_1$$

$$\frac{L_0}{V_1} = \frac{115,68}{160,51} = 0,7207$$

Komponen	X_1	X_0	Y_1	Y_2
CH ₃ OH (l)	0,0027	0,0014	0,0014	0,0023
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9868	0,9777	0,9777	0,9842
H ₂ O (l)	0,0103	0,0209	0,0209	0,0132
Total	1,000	1,0000	1,0000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 2

$$\text{Suhu} = 82,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,02 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,03 \text{ atm} = 781,80 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_2	P_{oi}	K_i	$X_2 = Y_2 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0023	1448,18	1,8524	0,0043
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9842	785,53	1,0048	0,9889
H ₂ O (l)	0,0132	383,13	0,4901	0,0065
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 1

$$H_0 L_0 + H_2 V_2 = H_1 L_1 + H_1 V_1$$

$$1. \quad T = 81,28 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,28 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_D	H_D	$H_D \cdot X_D$
CH ₃ OH (l)	0,0014	2.635,17	3,81
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9777	5.993,90	5.859,95
H ₂ O (l)	0,0209	1.901,88	39,76
Total	1,000	10.530,95	5.903,51

$$2. \quad T = 81,72 \text{ } ^\circ\text{C} = 354,72 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_1	H_1	$H_1 \cdot X_1$
CH ₃ OH (l)	0,0027	2.656,94	7,14
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9868	6.044,75	5.964,87
H ₂ O (l)	0,0103	1.917,10	19,68
Total	0,9997	10.618,79	5.991,69

$$3. \quad T = 82,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,02 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_2	H_2	$H_2 \cdot Y_2$
CH ₃ OH (l)	0,0023	4.717,67	11,04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9842	9.358,53	9.211,00
H ₂ O (l)	0,0132	4.288,57	56,76
Total	0,9998	18.364,77	9.278,80

$$H_0 L_0 + H_2 V_2 = H_1 L_1 + H_1 V_1$$

$$682.913,98 + 9.278,80 V_2 = 5.991,69 L_1 + 1.489.303,2$$

$$V_2 = 0,65 L_1 + 86,91$$

Neraca Massa Stage 1

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1$$

$$115,68 + 0,65 L_1 + 86,91 = L_1 + 160,51$$

$$-0,35 L_1 = -42,08$$

$$L_1 = 118,78$$

$$V_2 = 163,61$$

STAGE 2

Kondisi Operasi Stage 2

$$\text{Suhu} = 82,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,02 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,03 \text{ atm} = 781,80 \text{ mmHg}$$

$$Y_3 = \left(\frac{L_1}{V_2} \right) \times (X_2 - X_1) + Y_2$$

$$\frac{L_1}{V_2} = \frac{118,78}{163,61} = 0,726$$

Komponen	X_2	X_1	Y_2	Y_3
CH ₃ OH (l)	0,0043	0,0027	0,0023	0,0035
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9889	0,9868	0,9842	0,9858
H ₂ O (l)	0,0065	0,0103	0,0132	0,0105
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 3

$$\text{Suhu} = 82,38 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,38 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,04 \text{ atm} = 792,69 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_3	P_{oi}	K_i	$X_3 = Y_3 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0035	1466,61	1,8502	0,0065
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9858	794,53	1,0023	0,9881
H ₂ O (l)	0,0105	388,68	0,4903	0,0051
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 2

$$H_1 L_1 + H_3 V_3 = H_2 L_2 + H_2 V_2$$

$$1. \text{ T} = 82,02 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,02 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_2	H_2	$H_2 \cdot X_2$
CH ₃ OH (l)	0,0043	2.671,50	11,58
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9889	6.078,77	6.011,48
H ₂ O (l)	0,0065	1.927,28	12,50
Total	1,000	10.677,55	6.035,56

$$2. \text{ T} = 82,38 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,38 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_3	H_3	$H_3 \cdot Y_3$
CH ₃ OH (l)	0,0035	4.748,65	16,79
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9858	9.420,11	9.286,28
H ₂ O (l)	0,0105	4.315,65	45,28
Total	1,000	18.484,41	9.348,35

$$\begin{aligned}
 H_1 L_1 + H_3 V_3 &= H_2 L_2 + H_2 V_2 \\
 711.708,77 + 9.348,35 V_3 &= 6.035,56 L_2 + 1.518.098 \\
 V_3 &= 0,65 L_2 + 86,26
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 2

$$\begin{aligned}
 L_1 + V_3 &= L_2 + V_2 \\
 118,78 + 0,65 L_2 + 86,26 &= L_2 + 163,61 \\
 -0,35 L_2 &= -41,43 \\
 L_2 &= 116,92 \\
 V_3 &= 161,75
 \end{aligned}$$

STAGE 3

Kondisi Operasi Stage 3

$$\text{Suhu} = 82,38 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,38 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,04 \text{ atm} = 792,69 \text{ mmHg}$$

$$Y_4 = \left(\frac{L_2}{V_3} \right) \times (X_3 - X_2) + Y_3$$

$$\frac{L_2}{V_3} = \frac{116,92}{161,75} = 0,7229$$

Komponen	X_3	X_2	Y_3	Y_4
CH ₃ OH (l)	0,0065	0,0043	0,0035	0,0051
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9881	0,9889	0,9858	0,9852
H ₂ O (l)	0,0051	0,0065	0,0105	0,0095
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 4

$$\text{Suhu} = 82,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,77 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,06 \text{ atm} = 803,59 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_4	P_{oi}	K_i	$X_4 = Y_4 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0051	1486,62	1,8500	0,0095
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9852	804,28	1,0009	0,9860
H ₂ O (l)	0,0095	394,72	0,4912	0,0047
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 3

$$H_2 L_2 + H_4 V_4 = H_3 L_3 + H_3 V_3$$

$$1. \quad T = 82,38 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,38 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_3	H_3	$H_3 \cdot X_3$
CH ₃ OH (l)	0,0065	2.689,02	17,59
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9881	6.119,70	6.046,70
H ₂ O (l)	0,0051	1.939,52	9,98
Total	1,000	10.748,23	6.074,28

$$2. \quad T = 82,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,77 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_4	H_4	$H_4 \cdot Y_4$
CH ₃ OH (l)	0,0051	4.781,93	24,54
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9852	9.486,27	9.345,61
H ₂ O (l)	0,0095	4.344,74	41,38
Total	1,000	18.612,94	9.411,53

$$\begin{aligned}
 H_2 L_2 + H_4 V_4 &= H_3 L_3 + H_3 V_3 \\
 705.682,68 + 9.411,53 V_4 &= 6.074,28 L_3 + 1.512.072 \\
 V_4 &= 0,65 L_3 + 85,68
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 3

$$\begin{aligned}
 L_2 + V_4 &= L_3 + V_3 \\
 116,92 + 0,65 L_3 + 85,68 &= L_3 + 161,75 \\
 -0,35 L_3 &= -40,85 \\
 L_3 &= 115,22 \\
 V_4 &= 160,04
 \end{aligned}$$

STAGE 4

Kondisi Operasi Stage 4

$$\text{Suhu} = 82,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,77 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,06 \text{ atm} = 803,59 \text{ mmHg}$$

$$Y_5 = \left(\frac{L_3}{V_4} \right) \times (X_4 - X_3) + Y_4$$

$$\frac{L_3}{V_4} = \frac{115,22}{160,04} = 0,7199$$

Komponen	X_4	X_3	Y_4	Y_5
CH ₃ OH (l)	0,0095	0,0065	0,0051	0,0073
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9860	0,9881	0,9852	0,9837
H ₂ O (l)	0,0047	0,0051	0,0095	0,0092
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 5

$$\text{Suhu} = 83,11 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,11 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,07 \text{ atm} = 814,49 \text{ mmHg}$$

Komponen	Y_5	P_{oi}	K_i	$X_5 = Y_5 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0073	1504,45	1,8471	0,0134
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9837	812,97	0,9981	0,9819
H ₂ O (l)	0,0092	400,10	0,4912	0,0045
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 4

$$H_3 L_3 + H_5 V_5 = H_4 L_4 + H_4 V_4$$

$$1. \text{ T} = 82,77 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,77 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	X_4	H_4	$H_4 \cdot X_4$
CH ₃ OH (l)	0,0095	2.707,83	25,71
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9860	6.163,68	6.077,51
H ₂ O (l)	0,0047	1.952,66	9,13
Total	1,000	10.824,17	6.112,36

$$2. \text{ T} = 83,11 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,11 \text{ K}$$

$$T_{\text{Reff}} = 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K}$$

Komponen	Y_5	H_5	$H_5 \cdot Y_5$
CH ₃ OH (l)	0,0073	4.811,30	34,92
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9837	9.544,65	9.389,02
H ₂ O (l)	0,0092	4.370,38	40,15
Total	1,000	18.726,33	9.464,09

$$\begin{aligned}
 H_3 L_3 + H_5 V_5 &= H_4 L_4 + H_4 V_4 \\
 699.848,54 + 9.464,09 V_5 &= 6.112,36 L_4 + 1.506.238 \\
 V_5 &= 0,65 L_4 + 85,21
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 4

$$\begin{aligned}
 L_3 + V_5 &= L_4 + V_4 \\
 115,22 + 0,65 L_4 + 85,21 &= L_4 + 160,04 \\
 -0,35 L_4 &= -40,38 \\
 L_4 &= 114,01 \\
 V_5 &= 158,84
 \end{aligned}$$

STAGE 5

Kondisi Operasi Stage 5

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,11 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,11 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,07 \text{ atm} = 814,49 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_6 = \left(\frac{L_4}{V_5} \right) \times (X_5 - X_4) + Y_5$$

$$\frac{L_4}{V_5} = \frac{114,01}{158,84} = 0,7178$$

Komponen	X_5	X_4	Y_5	Y_6
CH ₃ OH (l)	0,0134	0,0095	0,0073	0,0101
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9819	0,9860	0,9837	0,9807
H ₂ O (l)	0,0045	0,0047	0,0092	0,0091
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 6

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,47 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,47 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,09 \text{ atm} = 825,39 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_6	P_{oi}	K_i	$X_6 = Y_6 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0101	1523,14	1,8454	0,0186
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9807	822,06	0,9960	0,9767
H ₂ O (l)	0,0091	405,76	0,4916	0,0045
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 5

$$H_4 L_4 + H_6 V_6 = H_5 L_5 + H_5 V_5$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,11 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,11 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_5	H_5	$H_5 \cdot X_5$
CH ₃ OH (l)	0,0134	2.724,44	36,52
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9819	6.202,49	6.089,95
H ₂ O (l)	0,0045	1.964,25	8,86
Total	1,000	10.891,18	6.135,33

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 83,47 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,47 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_6	H_6	$H_6 \cdot Y_6$
CH ₃ OH (l)	0,0101	4.841,79	48,73
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9807	9.605,28	9.419,94
H ₂ O (l)	0,0091	4.397,01	39,87
Total	1,000	18.844,08	9.508,54

$$\begin{aligned}
 H_4 L_4 + H_6 V_6 &= H_5 L_5 + H_5 V_5 \\
 696.896,77 + 9.508,54 V_6 &= 6.135,33 L_5 + 1.503.286 \\
 V_6 &= 0,65 L_5 + 84,81
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 5

$$\begin{aligned}
 L_4 + V_6 &= L_5 + V_5 \\
 114,01 + 0,65 L_5 + 84,81 &= L_5 + 158,84 \\
 -0,35 L_5 &= -39,98 \\
 L_5 &= 112,70 \\
 V_6 &= 157,52
 \end{aligned}$$

STAGE 6

Kondisi Operasi Stage 6

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,47 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,47 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,09 \text{ atm} = 825,39 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_7 = \left(\frac{L_5}{V_6} \right) \times (X_6 - X_5) + Y_6$$

$$\frac{L_5}{V_6} = \frac{112,70}{157,52} = 0,7154$$

Komponen	X_6	X_5	Y_6	Y_7
CH ₃ OH (l)	0,0186	0,0134	0,0101	0,0138
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9767	0,9819	0,9807	0,9771
H ₂ O (l)	0,0045	0,0045	0,0091	0,0090
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 7

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,78 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,10 \text{ atm} = 836,29 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_7	P_{oi}	K_i	$X_7 = Y_7 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0138	1540,01	1,8415	0,0253
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9771	830,26	0,9928	0,9700
H ₂ O (l)	0,0090	410,87	0,4913	0,0044
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 6

$$H_5 L_5 + H_7 V_7 = H_6 L_6 + H_6 V_6$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,47 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,47 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_6	H_6	$H_6 \cdot X_6$
CH ₃ OH (l)	0,0186	2.741,68	50,92
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9767	6.242,81	6.097,65
H ₂ O (l)	0,0045	1.976,28	8,81
Total	1,000	10.960,77	6.157,38

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 83,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,78 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_7	H_7	$H_7 \cdot Y_7$
CH ₃ OH (l)	0,0138	4.869,09	67,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9771	9.659,54	9.437,86
H ₂ O (l)	0,0090	4.420,83	39,92
Total	1,000	18.949,46	9.544,79

$$\begin{aligned}
 H_5 L_5 + H_7 V_7 &= H_6 L_6 + H_6 V_6 \\
 691.438,02 + 9.544,79 V_7 &= 6.157,38 L_6 + 1.497.827 \\
 V_7 &= 0,65 L_6 + 84,48
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 6

$$\begin{aligned}
 L_5 + V_7 &= L_6 + V_6 \\
 112,70 + 0,65 L_6 + 84,48 &= L_6 + 157,52 \\
 -0,35 L_6 &= -39,66 \\
 L_6 &= 111,75 \\
 V_7 &= 156,57
 \end{aligned}$$

STAGE 7

Kondisi Operasi Stage 7

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,78 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,10 \text{ atm} = 836,29 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_8 = \left(\frac{L_6}{V_7} \right) \times (X_7 - X_6) + Y_7$$

$$\frac{L_6}{V_7} = \frac{111,75}{156,57} = 0,7137$$

Komponen	X_7	X_6	Y_7	Y_8
CH ₃ OH (l)	0,0253	0,0186	0,0138	0,0186
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9700	0,9767	0,9771	0,9722
H ₂ O (l)	0,0044	0,0045	0,0090	0,0090
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 8

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,06 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,11 \text{ atm} = 847,18 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_8	P_{oi}	K_i	$X_8 = Y_8 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0186	1555,15	1,8357	0,0341
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9722	837,60	0,9887	0,9612
H ₂ O (l)	0,0090	415,46	0,4904	0,0044
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 7

$$H_6 L_6 + H_8 V_8 = H_7 L_7 + H_7 V_7$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,78 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,78 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_7	H_7	$H_7 \cdot X_7$
CH ₃ OH (l)	0,0253	2.757,11	69,87
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9700	6.278,90	6.090,59
H ₂ O (l)	0,0044	1.987,04	8,81
Total	1,000	11.023,05	6.169,28

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,06 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_8	H_8	$H_8 \cdot Y_8$
CH ₃ OH (l)	0,0186	4.893,37	90,98
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9722	9.707,80	9.438,33
H ₂ O (l)	0,0090	4.442,00	40,04
Total	1,000	19.043,17	9.569,35

$$\begin{aligned}
 H_6 L_6 + H_8 V_8 &= H_7 L_7 + H_7 V_7 \\
 688.062,44 + 9.569,35 V_8 &= 6.169,28 L_7 + 1.494.452 \\
 V_8 &= 0,64 L_7 + 84,27
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 7

$$\begin{aligned}
 L_6 + V_8 &= L_7 + V_7 \\
 111,75 + 0,64 L_7 + 84,27 &= L_7 + 156,57 \\
 -0,36 L_7 &= -39,44 \\
 L_7 &= 111,01 \\
 V_8 &= 155,83
 \end{aligned}$$

STAGE 8

Kondisi Operasi Stage 8

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,06 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,11 \text{ atm} = 847,18 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_9 = \left(\frac{L_7}{V_8} \right) \times (X_8 - X_7) + Y_8$$

$$\frac{L_7}{V_8} = \frac{111,01}{155,83} = 0,7123$$

Komponen	X_8	X_7	Y_8	Y_9
CH ₃ OH (l)	0,0341	0,0253	0,0186	0,0249
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9612	0,9700	0,9722	0,9660
H ₂ O (l)	0,0044	0,0044	0,0090	0,0090
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 9

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,13 \text{ atm} = 858,08 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_9	P_{oi}	K_i	$X_9 = Y_9 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0249	1568,06	1,8274	0,0454
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9660	843,87	0,9834	0,9500
H ₂ O (l)	0,0090	419,39	0,4887	0,0044
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 8

$$H_7 L_7 + H_9 V_9 = H_8 L_8 + H_8 V_8$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,06 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_8	H_8	$H_8 \cdot X_8$
CH ₃ OH (l)	0,0341	2.770,83	94,57
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9612	6.311,01	6.066,44
H ₂ O (l)	0,0044	1.996,61	8,83
Total	1,000	11.078,44	6.169,84

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_9	H_9	$H_9 \cdot Y_9$
CH ₃ OH (l)	0,0249	4.913,93	122,13
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9660	9.748,69	9.417,24
H ₂ O (l)	0,0090	4.459,94	40,15
Total	1,000	19.122,56	9.579,52

$$\begin{aligned}
 H_7 L_7 + H_9 V_9 &= H_8 L_8 + H_8 V_8 \\
 684.824,82 + 9.579,52 V_9 &= 6.169,84 L_8 + 1.491.214 \\
 V_9 &= 0,64 L_8 + 84,18
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 8

$$\begin{aligned}
 L_7 + V_9 &= L_8 + V_8 \\
 111,01 + 0,64 L_8 + 84,18 &= L_8 + 155,83 \\
 -0,36 L_8 &= -39,35 \\
 L_8 &= 110,56 \\
 V_9 &= 155,39
 \end{aligned}$$

STAGE 9

Kondisi Operasi Stage 9

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,30 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,13 \text{ atm} = 858,08 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{10} = \left(\frac{L_8}{V_9} \right) \times (X_9 - X_8) + Y_9$$

$$\frac{L_8}{V_9} = \frac{110,56}{155,39} = 0,7115$$

Komponen	X_9	X_8	Y_9	Y_{10}
CH ₃ OH (l)	0,0454	0,0341	0,0249	0,0329
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9500	0,9612	0,9660	0,9580
H ₂ O (l)	0,0044	0,0044	0,0090	0,0090
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 10

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,49 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,14 \text{ atm} = 868,98 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{10}	P_{oi}	K_i	$X_{10} = Y_{10} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0329	1578,22	1,8162	0,0597
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9580	848,79	0,9768	0,9357
H ₂ O (l)	0,0090	422,48	0,4862	0,0044
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 9

$$H_8 L_8 + H_{10} V_{10} = H_9 L_9 + H_9 V_9$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,30 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_9	H_9	$H_9 \cdot X_9$
CH ₃ OH (l)	0,0454	2.782,45	126,37
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9500	6.338,21	6.021,27
H ₂ O (l)	0,0044	2.004,71	8,82
Total	1,000	11.125,38	6.156,46

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,49 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{10}	H_{10}	$H_{10} \cdot Y_{10}$
CH ₃ OH (l)	0,0329	4.930,03	162,12
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9580	9.780,70	9.369,85
H ₂ O (l)	0,0090	4.473,97	40,21
Total	1,000	19.184,71	9.572,18

$$\begin{aligned}
 H_8 L_8 + H_{10} V_{10} &= H_9 L_9 + H_9 V_9 \\
 682.131,86 + 9.572,18 V_{10} &= 6.156,46 L_9 + 1.488.521 \\
 V_{10} &= 0,64 \quad L_9 + 84,24
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 9

$$\begin{aligned}
 L_8 + V_{10} &= L_9 + V_9 \\
 110,56 + 0,64 L_9 + 84,24 &= L_9 + 155,39 \\
 -0,36 L_9 &= -39,42 \\
 L_9 &= 110,46 \\
 V_{10} &= 155,29
 \end{aligned}$$

STAGE 10

Kondisi Operasi Stage 10

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,49 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,14 \text{ atm} = 868,98 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{11} = \left(\frac{L_9}{V_{10}} \right) \times (X_{10} - X_9) + Y_{10}$$

$$\frac{L_9}{V_{10}} = \frac{110,46}{155,29} = 0,7113$$

Komponen	X_{10}	X_9	Y_{10}	Y_{11}
CH ₃ OH (l)	0,0597	0,0454	0,0329	0,0431
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9357	0,9500	0,9580	0,9479
H ₂ O (l)	0,0044	0,0044	0,0090	0,0090
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 11

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,61 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,16 \text{ atm} = 879,88 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{11}	P_{oi}	K_i	$X_{11} = Y_{11} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0431	1585,10	1,8015	0,0776
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9479	852,12	0,9685	0,9179
H ₂ O (l)	0,0090	424,57	0,4825	0,0043
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 10

$$H_9 L_9 + H_{11} V_{11} = H_{10} L_{10} + H_{10} V_{10}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,49 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{10}	H_{10}	$H_{10} \cdot X_{10}$
CH ₃ OH (l)	0,0597	2.791,55	166,72
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9357	6.359,51	5.950,82
H ₂ O (l)	0,0044	2.011,05	8,79
Total	1,000	11.162,11	6.126,33

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,61 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{11}	H_{11}	$H_{11} \cdot Y_{11}$
CH ₃ OH (l)	0,0431	4.940,88	212,76
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9479	9.802,26	9.291,08
H ₂ O (l)	0,0090	4.483,42	40,20
Total	1,000	19.226,56	9.544,04

$$\begin{aligned}
 H_9 L_9 + H_{11} V_{11} &= H_{10} L_{10} + H_{10} V_{10} \\
 680.042,17 + 9.544,04 V_{11} &= 6.126,33 L_{10} + 1.486.431 \\
 V_{11} &= 0,64 L_{10} + 84,49
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 10

$$\begin{aligned}
 L_9 + V_{11} &= L_{10} + V_{10} \\
 110,46 + 0,64 L_{10} + 84,49 &= L_{10} + 155,29 \\
 -0,36 L_{10} &= -39,66 \\
 L_{10} &= 110,76 \\
 V_{11} &= 155,59
 \end{aligned}$$

STAGE 11

Kondisi Operasi Stage 11

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,61 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,16 \text{ atm} = 879,88 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{12} = \left(\frac{L_{10}}{V_{11}} \right) \times (X_{11} - X_{10}) + Y_{11}$$

$$\frac{L_{10}}{V_{11}} = \frac{110,76}{155,59} = 0,7119$$

Komponen	X_{11}	X_{10}	Y_{11}	Y_{12}
CH ₃ OH (l)	0,0776	0,0597	0,0431	0,0558
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9179	0,9357	0,9479	0,9352
H ₂ O (l)	0,0043	0,0044	0,0090	0,0089
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 12

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,67 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,17 \text{ atm} = 890,78 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{12}	P_{oi}	K_i	$X_{12} = Y_{12} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0558	1588,18	1,7829	0,0994
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9352	853,61	0,9583	0,8962
H ₂ O (l)	0,0089	425,51	0,4777	0,0043
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 11

$$H_{10}L_{10} + H_{12}V_{12} = H_{11}L_{11} + H_{11}V_{11}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,61 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,61 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{11}	H_{11}	$H_{11} \cdot X_{11}$
CH ₃ OH (l)	0,0776	2.797,68	217,02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9179	6.373,85	5.850,87
H ₂ O (l)	0,0043	2.015,32	8,72
Total	1,000	11.186,86	6.076,61

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,67 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{12}	H_{12}	$H_{12} \cdot Y_{12}$
CH ₃ OH (l)	0,0558	4.945,73	275,81
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9352	9.811,91	9.175,98
H ₂ O (l)	0,0089	4.487,65	40,10
Total	1,000	19.245,29	9.491,89

$$\begin{aligned}
 H_{10}L_{10} + H_{12}V_{12} &= H_{11}L_{11} + H_{11}V_{11} \\
 678.580,77 + 9.491,89 V_{12} &= 6.076,61 L_{11} + 1.484.970 \\
 V_{12} &= 0,64 L_{11} + 84,96
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 11

$$\begin{aligned}
 L_{10} + V_{12} &= L_{11} + V_{11} \\
 110,76 + 0,64 L_{11} + 84,96 &= L_{11} + 155,59 \\
 -0,36 L_{11} &= -40,13 \\
 L_{11} &= 111,53 \\
 V_{12} &= 156,35
 \end{aligned}$$

STAGE 12

Kondisi Operasi Stage 12

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,67 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,17 \text{ atm} = 890,78 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{13} = \left(\frac{L_{11}}{V_{12}} \right) \times (X_{12} - X_{11}) + Y_{12}$$

$$\frac{L_{11}}{V_{12}} = \frac{111,53}{156,35} = 0,7133$$

Komponen	X_{12}	X_{11}	Y_{12}	Y_{13}
CH ₃ OH (l)	0,0994	0,0776	0,0558	0,0714
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8962	0,9179	0,9352	0,9197
H ₂ O (l)	0,0043	0,0043	0,0089	0,0089
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 13

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,65 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,19 \text{ atm} = 901,67 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{13}	P_{oi}	K_i	$X_{13} = Y_{13} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0714	1587,09	1,7602	0,1256
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9197	853,09	0,9461	0,8701
H ₂ O (l)	0,0089	425,18	0,4715	0,0042
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 12

$$H_{11}L_{11} + H_{13}V_{13} = H_{12}L_{12} + H_{12}V_{12}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,67 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{12}	H_{12}	$H_{12} \cdot X_{12}$
CH ₃ OH (l)	0,0994	2.800,42	278,44
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8962	6.380,27	5.717,82
H ₂ O (l)	0,0043	2.017,23	8,61
Total	1,000	11.197,93	6.004,88

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,65 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{13}	H_{13}	$H_{13} \cdot Y_{13}$
CH ₃ OH (l)	0,0714	4.944,02	352,79
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9197	9.808,51	9.020,44
H ₂ O (l)	0,0089	4.486,16	39,90
Total	1,000	19.238,69	9.413,13

$$\begin{aligned}
 H_{11}L_{11} + H_{13}V_{13} &= H_{12}L_{12} + H_{12}V_{12} \\
 677.712,73 + 9.413,13 V_{13} &= 6.004,88 L_{12} + 1.484.102 \\
 V_{13} &= 0,64 L_{12} + 85,67
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 12

$$\begin{aligned}
 L_{11} + V_{13} &= L_{12} + V_{12} \\
 111,53 + 0,64 L_{12} + 85,67 &= L_{12} + 156,35 \\
 -0,36 L_{12} &= -40,84 \\
 L_{12} &= 112,79 \\
 V_{13} &= 157,62
 \end{aligned}$$

STAGE 13

Kondisi Operasi Stage 13

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,65 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,19 \text{ atm} = 901,67 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{14} = \left(\frac{L_{12}}{V_{13}} \right) \times (X_{13} - X_{12}) + Y_{13}$$

$$\frac{L_{12}}{V_{13}} = \frac{112,79}{157,62} = 0,7156$$

Komponen	X_{13}	X_{12}	Y_{13}	Y_{14}
CH ₃ OH (l)	0,1256	0,0994	0,0714	0,0901
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8701	0,8962	0,9197	0,9010
H ₂ O (l)	0,0042	0,0043	0,0089	0,0088
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 14

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,55 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,20 \text{ atm} = 912,57 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{14}	P_{oi}	K_i	$X_{14} = Y_{14} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0901	1581,85	1,7334	0,1562
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9010	850,55	0,9320	0,8398
H ₂ O (l)	0,0088	423,58	0,4642	0,0041
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 13

$$H_{12}L_{12} + H_{14}V_{14} = H_{13}L_{13} + H_{13}V_{13}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,65 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{13}	H_{13}	$H_{13} \cdot X_{13}$
CH ₃ OH (l)	0,1256	2.799,46	351,61
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8701	6.378,01	5.549,49
H ₂ O (l)	0,0042	2.016,56	8,46
Total	1,000	11.194,03	5.909,56

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,55 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{14}	H_{14}	$H_{14} \cdot Y_{14}$
CH ₃ OH (l)	0,0901	4.935,75	444,64
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,9010	9.792,07	8.822,62
H ₂ O (l)	0,0088	4.478,95	39,60
Total	1,000	19.206,77	9.306,85

$$\begin{aligned}
 H_{12}L_{12} + H_{14}V_{14} &= H_{13}L_{13} + H_{13}V_{13} \\
 677.312,14 + 9.306,85 V_{14} &= 5.909,56 L_{13} + 1.483.701 \\
 V_{14} &= 0,63 L_{13} + 86,64
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 13

$$\begin{aligned}
 L_{12} + V_{14} &= L_{13} + V_{13} \\
 112,79 + 0,63 L_{13} + 86,64 &= L_{13} + 157,62 \\
 -0,37 L_{13} &= -41,82 \\
 L_{13} &= 114,56 \\
 V_{14} &= 159,39
 \end{aligned}$$

STAGE 14

Kondisi Operasi Stage 14

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,55 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,20 \text{ atm} = 912,57 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{15} = \left(\frac{L_{13}}{V_{14}} \right) \times (X_{14} - X_{13}) + Y_{14}$$

$$\frac{L_{13}}{V_{14}} = \frac{114,56}{159,39} = 0,7188$$

Komponen	X_{14}	X_{13}	Y_{14}	Y_{15}
CH ₃ OH (l)	0,1562	0,1256	0,0901	0,1120
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8398	0,8701	0,9010	0,8792
H ₂ O (l)	0,0041	0,0042	0,0088	0,0088
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 15

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,37 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,37 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,22 \text{ atm} = 923,47 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{15}	P_{oi}	K_i	$X_{15} = Y_{15} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1120	1571,98	1,7023	0,1907
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8792	845,77	0,9159	0,8052
H ₂ O (l)	0,0088	420,58	0,4554	0,0040
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 14

$$H_{13} L_{13} + H_{15} V_{15} = H_{14} L_{14} + H_{14} V_{14}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,55 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{14}	H_{14}	$H_{14} \cdot X_{14}$
CH ₃ OH (l)	0,1562	2.794,78	436,41
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8398	6.367,07	5.346,78
H ₂ O (l)	0,0041	2.013,31	8,26
Total	1,000	11.175,16	5.791,46

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,37 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,37 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{15}	H_{15}	$H_{15} \cdot Y_{15}$
CH ₃ OH (l)	0,1120	4.920,16	551,28
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8792	9.761,07	8.581,81
H ₂ O (l)	0,0088	4.465,36	39,19
Total	1,000	19.146,59	9.172,28

$$\begin{aligned}
 H_{13}L_{13} + H_{15}V_{15} &= H_{14}L_{14} + H_{14}V_{14} \\
 676.999,93 + 9.172,28 V_{15} &= 5.791,46 L_{14} + 1.483.389 \\
 V_{15} &= 0,63 L_{14} + 87,92
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 14

$$\begin{aligned}
 L_{13} + V_{15} &= L_{14} + V_{14} \\
 114,56 + 0,63 L_{14} + 87,92 &= L_{14} + 159,39 \\
 -0,37 L_{14} &= -43,09 \\
 L_{14} &= 116,90 \\
 V_{15} &= 161,73
 \end{aligned}$$

STAGE 15

Kondisi Operasi Stage 15

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,37 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,37 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,22 \text{ atm} = 923,47 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{16} = \left(\frac{L_{14}}{V_{15}} \right) \times (X_{15} - X_{14}) + Y_{15}$$

$$\frac{L_{14}}{V_{15}} = \frac{116,90}{161,73} = 0,7228$$

Komponen	X_{15}	X_{14}	Y_{15}	Y_{16}
CH ₃ OH (l)	0,1907	0,1562	0,1120	0,1370
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8052	0,8398	0,8792	0,8542
H ₂ O (l)	0,0040	0,0041	0,0088	0,0087
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 16

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,13 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,23 \text{ atm} = 934,37 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{16}	P_{oi}	K_i	$X_{16} = Y_{16} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1370	1558,94	1,6684	0,2286
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8542	839,45	0,8984	0,7674
H ₂ O (l)	0,0087	416,62	0,4459	0,0039
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 15

$$H_{14} L_{14} + H_{16} V_{16} = H_{15} L_{15} + H_{15} V_{15}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,37 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,37 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{15}	H_{15}	$H_{15} \cdot X_{15}$
CH ₃ OH (l)	0,1907	2.785,97	531,37
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8052	6.346,44	5.110,22
H ₂ O (l)	0,0040	2.007,16	8,02
Total	1,000	11.139,58	5.649,61

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 84,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,13 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{16}	H_{16}	$H_{16} \cdot Y_{16}$
CH ₃ OH (l)	0,1370	4.899,42	671,41
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8542	9.719,85	8.302,86
H ₂ O (l)	0,0087	4.447,29	38,69
Total	1,000	19.066,56	9.012,95

$$\begin{aligned}
 H_{14}L_{14} + H_{16}V_{16} &= H_{15}L_{15} + H_{15}V_{15} \\
 677.036,48 + 9.012,95 V_{16} &= 5.649,61 L_{15} + 1.483.426 \\
 V_{16} &= 0,63 L_{15} + 89,47
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 15

$$\begin{aligned}
 L_{14} + V_{16} &= L_{15} + V_{15} \\
 116,90 + 0,63 L_{15} + 89,47 &= L_{15} + 161,73 \\
 -0,37 L_{15} &= -44,64 \\
 L_{15} &= 119,63 \\
 V_{16} &= 164,46
 \end{aligned}$$

STAGE 16

Kondisi Operasi Stage 16

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 84,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,13 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,23 \text{ atm} = 934,37 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{17} = \left(\frac{L_{15}}{V_{16}} \right) \times (X_{16} - X_{15}) + Y_{16}$$

$$\frac{L_{15}}{V_{16}} = \frac{119,63}{164,46} = 0,7274$$

Komponen	X_{16}	X_{15}	Y_{16}	Y_{17}
CH ₃ OH (l)	0,2286	0,1907	0,1370	0,1646
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7674	0,8052	0,8542	0,8267
H ₂ O (l)	0,0039	0,0040	0,0087	0,0086
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 17

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,84 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,24 \text{ atm} = 945,27 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{17}	P_{oi}	K_i	$X_{17} = Y_{17} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1646	1543,15	1,6325	0,2687
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8267	831,78	0,8799	0,7275
H ₂ O (l)	0,0086	411,82	0,4357	0,0038
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 16

$$H_{15}L_{15} + H_{17}V_{17} = H_{16}L_{16} + H_{16}V_{16}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 84,13 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,13 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{16}	H_{16}	$H_{16} \cdot X_{16}$
CH ₃ OH (l)	0,2286	2.774,25	634,31
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7674	6.319,02	4.849,44
H ₂ O (l)	0,0039	1.999,00	7,75
Total	1,000	11.092,27	5.491,50

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 83,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,84 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{17}	H_{17}	$H_{17} \cdot Y_{17}$
CH ₃ OH (l)	0,1646	4.874,13	802,36
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,8267	9.669,56	7.994,20
H ₂ O (l)	0,0086	4.425,22	38,11
Total	1,000	18.968,92	8.834,67

$$\begin{aligned}
 H_{15}L_{15} + H_{17}V_{17} &= H_{16}L_{16} + H_{16}V_{16} \\
 675.882,94 + 8.834,67 V_{17} &= 5.491,50 L_{16} + 1.482.272 \\
 V_{17} &= 0,62 L_{16} + 91,28
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 16

$$\begin{aligned}
 L_{15} + V_{17} &= L_{16} + V_{16} \\
 119,63 + 0,62 L_{16} + 91,28 &= L_{16} + 164,46 \\
 -0,38 L_{16} &= -46,45 \\
 L_{16} &= 122,75 \\
 V_{17} &= 167,57
 \end{aligned}$$

STAGE 17

Kondisi Operasi Stage 17

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,84 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,24 \text{ atm} = 945,27 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{18} = \left(\frac{L_{16}}{V_{17}} \right) \times (X_{17} - X_{16}) + Y_{17}$$

$$\frac{L_{16}}{V_{17}} = \frac{122,75}{167,57} = 0,7325$$

Komponen	X_{17}	X_{16}	Y_{17}	Y_{18}
CH ₃ OH (l)	0,2687	0,2286	0,1646	0,1940
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7275	0,7674	0,8267	0,7975
H ₂ O (l)	0,0038	0,0039	0,0086	0,0085
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 18

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,52 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,26 \text{ atm} = 956,16 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{18}	P_{oi}	K_i	$X_{18} = Y_{18} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1940	1525,97	1,5959	0,3096
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7975	823,44	0,8612	0,6868
H ₂ O (l)	0,0085	406,61	0,4253	0,0036
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 17

$$H_{16}L_{16} + H_{18}V_{18} = H_{17}L_{17} + H_{17}V_{17}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,84 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{17}	H_{17}	$H_{17} \cdot X_{17}$
CH ₃ OH (l)	0,2687	2.759,96	741,70
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7275	6.285,57	4.572,64
H ₂ O (l)	0,0038	1.989,03	7,46
Total	1,000	11.034,55	5.321,80

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 83,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,52 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{18}	H_{18}	$H_{18} \cdot Y_{18}$
CH ₃ OH (l)	0,1940	4.846,39	940,13
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7975	9.614,42	7.667,24
H ₂ O (l)	0,0085	4.401,02	37,50
Total	1,000	18.861,83	8.644,87

$$\begin{aligned}
 H_{16}L_{16} + H_{18}V_{18} &= H_{17}L_{17} + H_{17}V_{17} \\
 674.058,43 + 8.644,87 V_{18} &= 5.321,80 L_{17} + 1.480.448 \\
 V_{18} &= 0,62 L_{17} + 93,28
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 17

$$\begin{aligned}
 L_{16} + V_{18} &= L_{17} + V_{17} \\
 122,75 + 0,62 L_{17} + 93,28 &= L_{17} + 167,57 \\
 -0,38 L_{17} &= -48,45 \\
 L_{17} &= 126,05 \\
 V_{18} &= 170,88
 \end{aligned}$$

STAGE 18

Kondisi Operasi Stage 18

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,52 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,26 \text{ atm} = 956,16 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{19} = \left(\frac{L_{17}}{V_{18}} \right) \times (X_{18} - X_{17}) + Y_{18}$$

$$\frac{L_{17}}{V_{18}} = \frac{126,05}{170,88} = 0,7377$$

Komponen	X_{18}	X_{17}	Y_{18}	Y_{19}
CH ₃ OH (l)	0,3096	0,2687	0,1940	0,2241
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6868	0,7275	0,7975	0,7674
H ₂ O (l)	0,0036	0,0038	0,0085	0,0084
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 19

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,19 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,27 \text{ atm} = 967,06 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{19}	P_{oi}	K_i	$X_{19} = Y_{19} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2241	1508,78	1,5602	0,3497
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7674	815,08	0,8428	0,6468
H ₂ O (l)	0,0084	401,41	0,4151	0,0035
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 18

$$H_{17}L_{17} + H_{19}V_{19} = H_{18}L_{18} + H_{18}V_{18}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,52 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{18}	H_{18}	$H_{18} \cdot X_{18}$
CH ₃ OH (l)	0,3096	2.744,28	849,59
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6868	6.248,89	4.291,56
H ₂ O (l)	0,0036	1.978,09	7,17
Total	1,000	10.971,26	5.148,32

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 83,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,19 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{19}	H_{19}	$H_{19} \cdot Y_{19}$
CH ₃ OH (l)	0,2241	4.818,39	1.079,90
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7674	9.558,76	7.335,80
H ₂ O (l)	0,0084	4.376,58	36,87
Total	1,000	18.753,73	8.452,57

$$\begin{aligned}
 H_{17}L_{17} + H_{19}V_{19} &= H_{18}L_{18} + H_{18}V_{18} \\
 670.807,69 + 8.452,57 V_{19} &= 5.148,32 L_{18} + 1.477.197 \\
 V_{19} &= 0,61 L_{18} + 95,40
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 18

$$\begin{aligned}
 L_{17} + V_{19} &= L_{18} + V_{18} \\
 126,05 + 0,61 L_{18} + 95,40 &= L_{18} + 170,88 \\
 -0,39 L_{18} &= -50,58 \\
 L_{18} &= 129,38 \\
 V_{19} &= 174,20
 \end{aligned}$$

STAGE 19

Kondisi Operasi Stage 19

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 83,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,19 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,27 \text{ atm} = 967,06 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{20} = \left(\frac{L_{18}}{V_{19}} \right) \times (X_{19} - X_{18}) + Y_{19}$$

$$\frac{L_{17}}{V_{18}} = \frac{129,38}{174,20} = 0,7427$$

Komponen	X_{19}	X_{18}	Y_{19}	Y_{20}
CH ₃ OH (l)	0,3497	0,3096	0,2241	0,2539
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6468	0,6868	0,7674	0,7378
H ₂ O (l)	0,0035	0,0036	0,0084	0,0083
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 20

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,87 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,87 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,29 \text{ atm} = 977,96 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{20}	P_{oi}	K_i	$X_{20} = Y_{20} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2539	1491,62	1,5252	0,3872
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7378	806,72	0,8249	0,6086
H ₂ O (l)	0,0083	396,23	0,4052	0,0034
Total	1,000			1,00

Neraca Panas Stage 19

$$H_{18} L_{18} + H_{20} V_{20} = H_{19} L_{19} + H_{19} V_{19}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 83,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 356,19 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{19}	H_{19}	$H_{19} \cdot X_{19}$
CH ₃ OH (l)	0,3497	2.728,45	954,04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6468	6.211,87	4.018,02
H ₂ O (l)	0,0035	1.967,05	6,88
Total	1,000	10.907,37	4.978,94

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,87 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,87 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{20}	H_{20}	$H_{20} \cdot Y_{20}$
CH ₃ OH (l)	0,2539	4.790,20	1.216,16
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7378	9.502,71	7.010,88
H ₂ O (l)	0,0083	4.351,96	36,26
Total	1,000	18.644,86	8.263,29

$$\begin{aligned}
 H_{18}L_{18} + H_{20}V_{20} &= H_{19}L_{19} + H_{19}V_{19} \\
 666.067,00 + 8.263,29 V_{20} &= 4.978,94 L_{19} + 1.472.456 \\
 V_{20} &= 0,60 L_{19} + 97,59
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 19

$$\begin{aligned}
 L_{18} + V_{20} &= L_{19} + V_{19} \\
 129,38 + 0,60 L_{19} + 97,59 &= L_{19} + 174,20 \\
 -0,40 L_{19} &= -52,76 \\
 L_{19} &= 132,74 \\
 V_{20} &= 177,57
 \end{aligned}$$

STAGE 20

Kondisi Operasi Stage 20

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,87 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,87 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,29 \text{ atm} = 977,96 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{21} = \left(\frac{L_{19}}{V_{20}} \right) \times (X_{20} - X_{19}) + Y_{20}$$

$$\frac{L_{19}}{V_{20}} = \frac{132,74}{177,57} = 0,7476$$

Komponen	X_{20}	X_{19}	Y_{20}	Y_{21}
CH ₃ OH (l)	0,3872	0,3497	0,2539	0,2820
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6086	0,6468	0,7378	0,7092
H ₂ O (l)	0,0034	0,0035	0,0083	0,0082
Total	0,999	1,000	1,000	0,999

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 21

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,63 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,30 \text{ atm} = 988,86 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{21}	P_{oi}	K_i	$X_{21} = Y_{21} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,2820	1479,50	1,4962	0,4219
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7092	800,81	0,8098	0,5743
H ₂ O (l)	0,0082	392,57	0,3970	0,0033
Total	0,999			1,00

Neraca Panas Stage 20

$$H_{19} L_{19} + H_{21} V_{21} = H_{20} L_{20} + H_{20} V_{20}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,87 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,87 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{20}	H_{20}	$H_{20} \cdot X_{20}$
CH ₃ OH (l)	0,3872	2.712,51	1.050,37
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6086	6.174,60	3.757,82
H ₂ O (l)	0,0034	1.955,92	6,60
Total	0,999	10.843,04	4.814,80

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,63 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{21}	H_{21}	$H_{21} \cdot Y_{21}$
CH ₃ OH (l)	0,2820	4.770,13	1.345,03
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,7092	9.462,81	6.710,98
H ₂ O (l)	0,0082	4.334,42	35,72
Total	0,999	18.567,37	8.091,73

$$\begin{aligned}
 H_{19}L_{19} + H_{21}V_{21} &= H_{20}L_{20} + H_{20}V_{20} \\
 660.915,35 + 8.091,73 V_{21} &= 4.814,80 L_{20} + 1.467.305 \\
 V_{21} &= 0,60 L_{20} + 99,66
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 20

$$\begin{aligned}
 L_{19} + V_{21} &= L_{20} + V_{20} \\
 132,74 + 0,60 L_{20} + 99,66 &= L_{20} + 177,57 \\
 -0,40 L_{20} &= -54,83 \\
 L_{20} &= 135,39 \\
 V_{21} &= 180,22
 \end{aligned}$$

STAGE 21

Kondisi Operasi Stage 21

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,63 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,30 \text{ atm} = 988,86 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{22} = \left(\frac{L_{20}}{V_{21}} \right) \times (X_{21} - X_{20}) + Y_{21}$$

$$\frac{L_{20}}{V_{21}} = \frac{135,39}{180,22} = 0,7513$$

Komponen	X_{21}	X_{20}	Y_{21}	Y_{22}
CH ₃ OH (l)	0,4219	0,3872	0,2820	0,3080
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5743	0,6086	0,7092	0,6835
H ₂ O (l)	0,0033	0,0034	0,0082	0,0082
Total	0,999	0,999	0,999	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 22

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,43 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,43 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,32 \text{ atm} = 999,76 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{22}	P_{oi}	K_i	$X_{22} = Y_{22} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3080	1468,99	1,4693	0,4525
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6835	795,69	0,7959	0,5439
H ₂ O (l)	0,0082	389,40	0,3895	0,0032
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 21

$$H_{20}L_{20} + H_{22}V_{22} = H_{21}L_{21} + H_{21}V_{21}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,63 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{21}	H_{21}	$H_{21} \cdot X_{21}$
CH ₃ OH (l)	0,4219	2.701,16	1.139,55
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5743	6.148,08	3.531,04
H ₂ O (l)	0,0033	1.948,00	6,37
Total	0,999	10.797,25	4.676,96

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,43 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,43 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{22}	H_{22}	$H_{22} \cdot Y_{22}$
CH ₃ OH (l)	0,3080	4.752,62	1.463,78
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6835	9.428,00	6.443,62
H ₂ O (l)	0,0082	4.319,12	35,25
Total	1,000	18.499,74	7.942,65

$$\begin{aligned}
 H_{20}L_{20} + H_{22}V_{22} &= H_{21}L_{21} + H_{21}V_{21} \\
 651.877,77 + 7.942,65 V_{22} &= 4.676,96 L_{21} + 1.458.267 \\
 V_{22} &= 0,59 L_{21} + 101,53
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 21

$$\begin{aligned}
 L_{20} + V_{22} &= L_{21} + V_{21} \\
 135,39 + 0,59 L_{21} + 101,53 &= L_{21} + 180,22 \\
 -0,41 L_{21} &= -56,70 \\
 L_{21} &= 137,90 \\
 V_{22} &= 182,73
 \end{aligned}$$

STAGE 22

Kondisi Operasi Stage 22

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,43 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,43 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,32 \text{ atm} = 999,76 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{23} = \left(\frac{L_{21}}{V_{22}} \right) \times (X_{22} - X_{21}) + Y_{22}$$

$$\frac{L_{21}}{V_{22}} = \frac{137,90}{182,73} = 0,7547$$

Komponen	X_{22}	X_{21}	Y_{22}	Y_{23}
CH ₃ OH (l)	0,4525	0,4219	0,3080	0,3311
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5439	0,5743	0,6835	0,6605
H ₂ O (l)	0,0032	0,0033	0,0082	0,0081
Total	1,000	0,999	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 23

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,29 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,33 \text{ atm} = 1010,66 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{23}	P_{oi}	K_i	$X_{23} = Y_{23} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3311	1461,81	1,4464	0,4790
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6605	792,18	0,7838	0,5177
H ₂ O (l)	0,0081	387,24	0,3832	0,0031
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 22

$$H_{21}L_{21} + H_{23}V_{23} = H_{22}L_{22} + H_{22}V_{22}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,43 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,43 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{22}	H_{22}	$H_{22} \cdot X_{22}$
CH ₃ OH (l)	0,4525	2.691,26	1.217,93
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5439	6.124,94	3.331,65
H ₂ O (l)	0,0032	1.941,09	6,17
Total	1,000	10.757,29	4.555,75

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,29 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{23}	H_{23}	$H_{23} \cdot Y_{23}$
CH ₃ OH (l)	0,3311	4.740,61	1.569,82
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6605	9.404,13	6.211,67
H ₂ O (l)	0,0081	4.308,62	34,87
Total	1,000	18.453,36	7.816,36

$$\begin{aligned}
 H_{21}L_{21} + H_{23}V_{23} &= H_{22}L_{22} + H_{22}V_{22} \\
 644.965,72 + 7.816,36 V_{23} &= 4.555,75 L_{22} + 1.451.355 \\
 V_{23} &= 0,58 L_{22} + 103,17
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 22

$$\begin{aligned}
 L_{21} + V_{23} &= L_{22} + V_{22} \\
 137,90 + 0,58 L_{22} + 103,17 &= L_{22} + 182,73 \\
 -0,42 L_{22} &= -58,34 \\
 L_{22} &= 139,85 \\
 V_{23} &= 184,68
 \end{aligned}$$

STAGE 23

Kondisi Operasi Stage 23

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,29 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,33 \text{ atm} = 1010,66 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{24} = \left(\frac{L_{22}}{V_{23}} \right) \times (X_{23} - X_{22}) + Y_{23}$$

$$\frac{L_{22}}{V_{23}} = \frac{139,85}{184,68} = 0,7573$$

Komponen	X_{23}	X_{22}	Y_{23}	Y_{24}
CH ₃ OH (l)	0,4790	0,4525	0,3311	0,3511
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5177	0,5439	0,6605	0,6407
H ₂ O (l)	0,0031	0,0032	0,0081	0,0080
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 24

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,22 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,34 \text{ atm} = 1021,55 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{24}	P_{oi}	K_i	$X_{24} = Y_{24} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3511	1458,03	1,4273	0,5012
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6407	790,34	0,7737	0,4957
H ₂ O (l)	0,0080	386,10	0,3780	0,0030
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 23

$$H_{22}L_{22} + H_{24}V_{24} = H_{23}L_{23} + H_{23}V_{23}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,29 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,29 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{23}	H_{23}	$H_{23} \cdot X_{23}$
CH ₃ OH (l)	0,4790	2.684,47	1.285,77
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,5177	6.109,07	3.162,92
H ₂ O (l)	0,0031	1.936,34	6,00
Total	1,000	10.729,89	4.454,69

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,22 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{24}	H_{24}	$H_{24} \cdot Y_{24}$
CH ₃ OH (l)	0,3511	4.734,26	1.662,43
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6407	9.391,52	6.016,95
H ₂ O (l)	0,0080	4.303,08	34,57
Total	1,000	18.428,86	7.713,95

$$\begin{aligned}
 H_{22}L_{22} + H_{24}V_{24} &= H_{23}L_{23} + H_{23}V_{23} \\
 637.140,15 + 7.713,95 V_{24} &= 4.454,69 L_{23} + 1.443.529 \\
 V_{24} &= 0,58 L_{23} + 104,54
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 23

$$\begin{aligned}
 L_{22} + V_{24} &= L_{23} + V_{23} \\
 139,85 + 0,58 L_{23} + 104,54 &= L_{23} + 184,68 \\
 -0,42 L_{23} &= -59,71 \\
 L_{23} &= 141,32 \\
 V_{24} &= 186,15
 \end{aligned}$$

STAGE 24

Kondisi Operasi Stage 24

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,22 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,34 \text{ atm} = 1021,55 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{25} = \left(\frac{L_{23}}{V_{24}} \right) \times (X_{24} - X_{23}) + Y_{24}$$

$$\frac{L_{23}}{V_{24}} = \frac{141,32}{186,15} = 0,7592$$

Komponen	X_{24}	X_{23}	Y_{24}	Y_{25}
CH ₃ OH (l)	0,5012	0,4790	0,3511	0,3680
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4957	0,5177	0,6407	0,6239
H ₂ O (l)	0,0030	0,0031	0,0080	0,0080
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage 25

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,21 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,36 \text{ atm} = 1032,45 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{25}	P_{oi}	K_i	$X_{25} = Y_{25} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3680	1457,47	1,4117	0,5195
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6239	790,06	0,7652	0,4774
H ₂ O (l)	0,0080	385,93	0,3738	0,0030
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 24

$$H_{23} L_{23} + H_{25} V_{25} = H_{24} L_{24} + H_{24} V_{24}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,22 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{24}	H_{24}	$H_{24} \cdot X_{24}$
CH ₃ OH (l)	0,5012	2.680,88	1.343,62
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4957	6.100,69	3.023,93
H ₂ O (l)	0,0030	1.933,84	5,87
Total	1,000	10.715,41	4.373,42

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,21 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{25}	H_{25}	$H_{25} \cdot Y_{25}$
CH ₃ OH (l)	0,3680	4.733,31	1.741,93
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6239	9.389,62	5.858,40
H ₂ O (l)	0,0080	4.302,24	34,35
Total	1,000	18.425,18	7.634,69

$$\begin{aligned}
 H_{23}L_{23} + H_{25}V_{25} &= H_{24}L_{24} + H_{24}V_{24} \\
 629.537,80 + 7.634,69 V_{25} &= 4.373,42 L_{24} + 1.435.927 \\
 V_{25} &= 0,57 L_{24} + 105,62
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 24

$$\begin{aligned}
 L_{23} + V_{25} &= L_{24} + V_{24} \\
 141,32 + 0,57 L_{24} + 105,62 &= L_{24} + 186,15 \\
 -0,43 L_{24} &= -60,80 \\
 L_{24} &= 142,32 \\
 V_{25} &= 187,15
 \end{aligned}$$

STAGE 25

Kondisi Operasi Stage 25

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,21 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,36 \text{ atm} = 1032,45 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$Y_{26} = \left(\frac{L_{24}}{V_{25}} \right) \times (X_{25} - X_{24}) + Y_{25}$$

$$\frac{L_{24}}{V_{25}} = \frac{142,32}{187,15} = 0,7605$$

Komponen	X_{25}	X_{24}	Y_{25}	Y_{26}
CH ₃ OH (l)	0,5195	0,5012	0,3680	0,3820
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4774	0,4957	0,6239	0,6101
H ₂ O (l)	0,0030	0,0030	0,0080	0,0079
Total	1,000	1,000	1,000	1,000

Dari perhitungan diatas, didapat :

Kondisi Operasi Stage Reboiler

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 82,25 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,25 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,37 \text{ atm} = 1043,35 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{26}	P_{oi}	K_i	$X_{26} = Y_{26} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3820	1459,78	1,3991	0,5344
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6101	791,19	0,7583	0,4626
H ₂ O (l)	0,0079	386,62	0,3706	0,0029
Total	1,000			1,000

Neraca Panas Stage 25

$$H_{24} L_{24} + H_{26} V_{26} = H_{25} L_{25} + H_{25} V_{25}$$

$$\begin{aligned} 1. \quad T &= 82,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,21 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	X_{25}	H_{25}	$H_{25} \cdot X_{25}$
CH ₃ OH (l)	0,5195	2.680,35	1.392,47
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,4774	6.099,43	2.912,14
H ₂ O (l)	0,0030	1.933,46	5,77
Total	1,000	10.713,24	4.310,38

$$\begin{aligned} 2. \quad T &= 82,25 \text{ } ^\circ\text{C} = 355,25 \text{ K} \\ T_{\text{Reff}} &= 25,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Y_{26}	H_{26}	$H_{26} \cdot Y_{26}$
CH ₃ OH (l)	0,3820	4.737,20	1.809,39
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,6101	9.397,36	5.732,98
H ₂ O (l)	0,0079	4.305,64	34,21
Total	1,000	18.440,20	7.576,57

$$\begin{aligned}
 H_{24}L_{24} + H_{26}V_{26} &= H_{25}L_{25} + H_{25}V_{25} \\
 622.435,17 + 7.576,57 V_{26} &= 4.310,38 L_{25} + 1.428.824 \\
 V_{26} &= 0,57 L_{25} + 106,43
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Stage 25

$$\begin{aligned}
 L_{24} + V_{26} &= L_{25} + V_{25} \\
 142,32 + 0,57 L_{25} + 106,43 &= L_{25} + 187,15 \\
 -0,43 L_{25} &= -61,61 \\
 L_{25} &= 142,91 \\
 V_{26} &= 187,73
 \end{aligned}$$

REBOILER

Perhitungan dilakukan secara *Down-Top* sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 V' &= V_0 \\
 &= 160,51 \text{ kmol/jam} \\
 L' &= L_0 + \text{Feed} \\
 &= 115,68 + 89,16 \\
 &= 204,84 \text{ kmol/jam} \\
 \frac{V'}{L'} &= \frac{160,51}{204,84} \\
 &= 0,7836
 \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Reboiler :

$$\text{Suhu} = 109,20 \text{ } ^\circ\text{C} = 382,20 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,37 \text{ atm} = 1043,35 \text{ mmHg}$$

Komponen	kmol/jam	X_B	P_{oi}	K_i	$Y_B = X_B \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0007	0,0000	3.490,78	3,3457	0,0000
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,2202	0,0050	1.734,07	1,6620	0,0083
H ₂ O (l)	44,1112	0,9950	1.039,75	0,9965	0,9916
Total	44,3321	1,0000			1,000

$$X_{30} = 0,7836 Y_B + 0,2164 X_B$$

Kondisi Operasi Stage 25

$$\text{Suhu} = 108,84 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,84 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,36 \text{ atm} = 1032,45 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{25}	P_{oi}	K_i	$Y_{25} = X_{25} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0000	3.453,74	3,3452	0,0001
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0075	1.717,51	1,6635	0,0126
H ₂ O (l)	0,9923	1.027,27	0,9950	0,9873
Total	1,000			1,000

Komponen	X_B	Y_B	X_{25}	Y_{25}	X_{24}
CH ₃ OH (l)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0050	0,0083	0,0075	0,0126	0,0109
H ₂ O (l)	0,9950	0,9916	0,9923	0,9873	0,9890
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 24

Suhu = 108,45 °C = 381,45 K

Tekanan = 1,34 atm = 1021,55 mmHg

Komponen	X_{24}	P_{oi}	K_i	$Y_{24} = X_{24} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0001	3.413,29	3,3413	0,0004
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0109	1.699,41	1,6636	0,0181
H ₂ O (l)	0,9890	1.013,66	0,9923	0,9814
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{25}	Y_{25}	X_{24}	Y_{24}	X_{23}
CH ₃ OH (l)	0,0000	0,0001	0,0001	0,0004	0,0003
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0075	0,0126	0,0109	0,0181	0,0153
H ₂ O (l)	0,9923	0,9873	0,9890	0,9814	0,9843
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 23

Suhu = 108,03 °C = 381,03 K

Tekanan = 1,33 atm = 1010,66 mmHg

Komponen	X_{23}	P_{oi}	K_i	$Y_{23} = X_{23} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0003	3.371,00	3,3355	0,0010
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0153	1.680,47	1,6628	0,0254
H ₂ O (l)	0,9843	999,45	0,9889	0,9734
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{24}	Y_{24}	X_{23}	Y_{23}	X_{22}
CH ₃ OH (l)	0,0001	0,0004	0,0003	0,0010	0,0008
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0109	0,0181	0,0153	0,0254	0,0210
H ₂ O (l)	0,9890	0,9814	0,9843	0,9734	0,9781
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 22

Suhu = 107,56 °C = 380,56 K

Tekanan = 1,32 atm = 999,76 mmHg

Komponen	X_{22}	P_{oi}	K_i	$Y_{22} = X_{22} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0008	3.324,08	3,3249	0,0026
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0210	1.659,41	1,6598	0,0349
H ₂ O (l)	0,9781	983,72	0,9840	0,9624
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{23}	Y_{23}	X_{22}	Y_{22}	X_{21}
CH ₃ OH (l)	0,0003	0,0010	0,0008	0,0026	0,0020
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0153	0,0254	0,0210	0,0349	0,0284
H ₂ O (l)	0,9843	0,9734	0,9781	0,9624	0,9695
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 21

Suhu = 107,01 °C = 380,01 K

Tekanan = 1,30 atm = 988,86 mmHg

Komponen	X_{21}	P_{oi}	K_i	$Y_{21} = X_{21} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0020	3.268,60	3,3054	0,0068
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0284	1.634,48	1,6529	0,0469
H ₂ O (l)	0,9695	965,14	0,9760	0,9462
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{22}	Y_{22}	X_{21}	Y_{21}	X_{20}
CH ₃ OH (l)	0,0008	0,0026	0,0020	0,0068	0,0053
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0210	0,0349	0,0284	0,0469	0,0378
H ₂ O (l)	0,9781	0,9624	0,9695	0,9462	0,9568
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 20

$$\text{Suhu} = 106,28 \text{ } ^\circ\text{C} = 379,28 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,29 \text{ atm} = 977,96 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{20}	P_{oi}	K_i	$Y_{20} = X_{20} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0053	3.197,52	3,2696	0,0174
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0378	1.602,48	1,6386	0,0620
H ₂ O (l)	0,9568	941,41	0,9626	0,9210
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{21}	Y_{21}	X_{20}	Y_{20}	X_{19}
CH ₃ OH (l)	0,0020	0,0068	0,0053	0,0174	0,0136
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0284	0,0469	0,0378	0,0620	0,0497
H ₂ O (l)	0,9695	0,9462	0,9568	0,9210	0,9370
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 19

$$\text{Suhu} = 105,16 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,16 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,27 \text{ atm} = 967,06 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{19}	P_{oi}	K_i	$Y_{19} = X_{19} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0136	3.090,04	3,1953	0,0435
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0497	1.553,95	1,6069	0,0798
H ₂ O (l)	0,9370	905,65	0,9365	0,8775
Total	1,000			1,001

Komponen	X_{20}	Y_{20}	X_{19}	Y_{19}	X_{18}
CH ₃ OH (l)	0,0053	0,0174	0,0136	0,0435	0,0341
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0378	0,0620	0,0497	0,0798	0,0636
H ₂ O (l)	0,9568	0,9210	0,9370	0,8775	0,9029
Total	1,000	1,000	1,000	1,001	1,001

Kondisi Operasi Stage 18

$$\text{Suhu} = 103,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 376,18 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,26 \text{ atm} = 956,16 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{18}	P_{oi}	K_i	$Y_{18} = X_{18} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0341	2.908,35	3,0417	0,1036
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0636	1.471,51	1,5390	0,0979
H ₂ O (l)	0,9029	845,55	0,8843	0,7985
Total	1,001			1,0000

Komponen	X_{19}	Y_{19}	X_{18}	Y_{18}	X_{17}
CH ₃ OH (l)	0,0136	0,0435	0,0341	0,1036	0,0812
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0497	0,0798	0,0636	0,0979	0,0778
H ₂ O (l)	0,9370	0,8775	0,9029	0,7985	0,8410
Total	1,000	1,001	1,001	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 17

$$\text{Suhu} = 99,74 \text{ } ^\circ\text{C} = 372,74 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,24 \text{ atm} = 945,27 \text{ mmHg}$$

Komponen	X_{17}	P_{oi}	K_i	$Y_{17} = X_{17} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,0812	2.611,61	2,7628	0,2243
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0778	1.335,71	1,4131	0,1099
H ₂ O (l)	0,8410	748,44	0,7918	0,6659
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{18}	Y_{18}	X_{17}	Y_{17}	X_{16}
CH ₃ OH (l)	0,0341	0,1036	0,0812	0,2243	0,1757
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0636	0,0979	0,0778	0,1099	0,0872
H ₂ O (l)	0,9029	0,7985	0,8410	0,6659	0,7371
Total	1,001	1,000	1,000	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 16

Suhu = 94,22 °C = 367,22 K

Tekanan = 1,23 atm = 934,37 mmHg

Komponen	X_{16}	P_{oi}	K_i	$Y_{16} = X_{16} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,1757	2.188,00	2,3417	0,4115
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0872	1.139,06	1,2191	0,1063
H ₂ O (l)	0,7371	612,29	0,6553	0,4830
Total	1,000			1,001

Komponen	X_{17}	Y_{17}	X_{16}	Y_{16}	X_{15}
CH ₃ OH (l)	0,0812	0,2243	0,1757	0,4115	0,3224
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0778	0,1099	0,0872	0,1063	0,0844
H ₂ O (l)	0,8410	0,6659	0,7371	0,4830	0,5938
Total	1,000	1,000	1,000	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 15

Suhu = 87,46 °C = 360,46 K

Tekanan = 1,22 atm = 923,47 mmHg

Komponen	X_{15}	P_{oi}	K_i	$Y_{15} = X_{15} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,3224	1.747,61	1,8924	0,6102
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0844	930,41	1,0075	0,0850
H ₂ O (l)	0,5938	474,37	0,5137	0,3050
Total	1,001			1,000

Komponen	X_{16}	Y_{16}	X_{15}	Y_{15}	X_{14}
CH ₃ OH (l)	0,1757	0,4115	0,3224	0,6102	0,4781
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0872	0,1063	0,0844	0,0850	0,0677
H ₂ O (l)	0,7371	0,4830	0,5938	0,3050	0,4544
Total	1,000	1,001	1,001	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 14

Suhu = 81,81 °C = 354,81 K

Tekanan = 1,20 atm = 912,57 mmHg

Komponen	X_{14}	P_{oi}	K_i	$Y_{14} = X_{14} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,4781	1.437,40	1,5751	0,7531
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0677	780,26	0,8550	0,0579
H ₂ O (l)	0,4544	379,89	0,4163	0,1892
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{15}	Y_{15}	X_{14}	Y_{14}	X_{13}
CH ₃ OH (l)	0,3224	0,6102	0,4781	0,7531	0,5901
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0844	0,0850	0,0677	0,0579	0,0464
H ₂ O (l)	0,5938	0,3050	0,4544	0,1892	0,3636
Total	1,001	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 13

Suhu = 78,34 °C = 351,34 K

Tekanan = 1,19 atm = 901,67 mmHg

Komponen	X_{13}	P_{oi}	K_i	$Y_{13} = X_{13} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,5901	1.270,51	1,4091	0,8315
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0464	698,14	0,7743	0,0359
H ₂ O (l)	0,3636	330,15	0,3661	0,1331
Total	1,000			1,001

Komponen	X_{14}	Y_{14}	X_{13}	Y_{13}	X_{12}
CH ₃ OH (l)	0,4781	0,7531	0,5901	0,8315	0,6516
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0677	0,0579	0,0464	0,0359	0,0292
H ₂ O (l)	0,4544	0,1892	0,3636	0,1331	0,3197
Total	1,000	1,000	1,000	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 12

Suhu = 76,48 °C = 349,48 K

Tekanan = 1,17 atm = 890,78 mmHg

Komponen	X_{12}	P_{oi}	K_i	$Y_{12} = X_{12} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,6516	1.187,68	1,3333	0,8687
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0292	656,99	0,7375	0,0216
H ₂ O (l)	0,3197	305,77	0,3433	0,1097
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{13}	Y_{13}	X_{12}	Y_{12}	X_{11}
CH ₃ OH (l)	0,5901	0,8315	0,6516	0,8687	0,6807
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0464	0,0359	0,0292	0,0216	0,0180
H ₂ O (l)	0,3636	0,1331	0,3197	0,1097	0,3013
Total	1,000	1,001	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 11

Suhu = 75,50 °C = 348,50 K

Tekanan = 1,16 atm = 879,88 mmHg

Komponen	X_{11}	P_{oi}	K_i	$Y_{11} = X_{11} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,6807	1.145,87	1,3023	0,8865
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0180	636,11	0,7229	0,0130
H ₂ O (l)	0,3013	293,56	0,3336	0,1005
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{12}	Y_{12}	X_{11}	Y_{11}	X_{10}
CH ₃ OH (l)	0,6516	0,8687	0,6807	0,8865	0,6946
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0292	0,0216	0,0180	0,0130	0,0113
H ₂ O (l)	0,3197	0,1097	0,3013	0,1005	0,2941
Total	1,000	1,000	1,000	1,00	1,00

Kondisi Operasi Stage 10

Suhu = 74,88 °C = 347,88 K

Tekanan = 1,14 atm = 868,98 mmHg

Komponen	X_{10}	P_{oi}	K_i	$Y_{10} = X_{10} \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,6946	1.119,83	1,2887	0,8952
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0113	623,06	0,7170	0,0081
H ₂ O (l)	0,2941	285,98	0,3291	0,0968
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{11}	Y_{11}	X_{10}	Y_{10}	X_9
CH ₃ OH (l)	0,6807	0,8865	0,6946	0,8952	0,7014
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0180	0,0130	0,0113	0,0081	0,0074
H ₂ O (l)	0,3013	0,1005	0,2941	0,0968	0,2912
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 9

Suhu = 74,40 °C = 347,40 K

Tekanan = 1,13 atm = 858,08 mmHg

Komponen	X_9	P_{oi}	K_i	$Y_9 = X_9 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7014	1.100,51	1,2825	0,8996
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0074	613,36	0,7148	0,0053
H ₂ O (l)	0,2912	280,37	0,3267	0,0951
Total	1,000			1,000

Komponen	X_{10}	Y_{10}	X_9	Y_9	X_8
CH ₃ OH (l)	0,6946	0,8952	0,7014	0,8996	0,7049
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0113	0,0081	0,0074	0,0053	0,0052
H ₂ O (l)	0,2941	0,0968	0,2912	0,0951	0,2899
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 8

Suhu = 74,00 °C = 347,00 K

Tekanan = 1,11 atm = 847,18 mmHg

Komponen	X_8	P_{oi}	K_i	$Y_8 = X_8 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7049	1.084,06	1,2796	0,9020
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0052	605,09	0,7142	0,0037
H ₂ O (l)	0,2899	275,61	0,3253	0,0943
Total	1,000			1,000

Komponen	X_9	Y_9	X_8	Y_8	X_7
CH ₃ OH (l)	0,7014	0,8996	0,7049	0,9020	0,7068
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0074	0,0053	0,0052	0,0037	0,0040
H ₂ O (l)	0,2912	0,0951	0,2899	0,0943	0,2892
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 7

Suhu = 73,62 °C = 346,62 K

Tekanan = 1,10 atm = 836,29 mmHg

Komponen	X_7	P_{oi}	K_i	$Y_7 = X_7 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7068	1.068,90	1,2781	0,9034
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0040	597,46	0,7144	0,0029
H ₂ O (l)	0,2892	271,23	0,3243	0,0938
Total	1,000			1,000

Komponen	X_8	Y_8	X_7	Y_7	X_6
CH ₃ OH (l)	0,7049	0,9020	0,7068	0,9034	0,7079
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0052	0,0037	0,0040	0,0029	0,0033
H ₂ O (l)	0,2899	0,0943	0,2892	0,0938	0,2889
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 6

Suhu = 73,25 °C = 346,25 K

Tekanan = 1,09 atm = 825,39 mmHg

Komponen	X_6	P_{oi}	K_i	$Y_6 = X_6 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7079	1.054,35	1,2774	0,9042
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0033	590,12	0,7150	0,0024
H ₂ O (l)	0,2889	267,03	0,3235	0,0935
Total	1,000			1,000

Komponen	X_7	Y_7	X_6	Y_6	X_5
CH ₃ OH (l)	0,7068	0,9034	0,7079	0,9042	0,7085
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0040	0,0029	0,0033	0,0024	0,0029
H ₂ O (l)	0,2892	0,0938	0,2889	0,0935	0,2886
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 5

Suhu = 72,88 °C = 345,88 K

Tekanan = 1,07 atm = 814,49 mmHg

Komponen	X_5	P_{oi}	K_i	$Y_5 = X_5 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7085	1.040,11	1,2770	0,9048
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0029	582,93	0,7157	0,0021
H ₂ O (l)	0,2886	262,93	0,3228	0,0932
Total	1,000			1,000

Komponen	X_6	Y_6	X_5	Y_5	X_4
CH ₃ OH (l)	0,7079	0,9042	0,7085	0,9048	0,7090
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0033	0,0024	0,0029	0,0021	0,0027
H ₂ O (l)	0,2889	0,0935	0,2886	0,0932	0,2883
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 4

Suhu = 72,52 °C = 345,52 K

Tekanan = 1,06 atm = 803,59 mmHg

Komponen	X_4	P_{oi}	K_i	$Y_4 = X_4 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7090	1.026,02	1,2768	0,9052
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0027	575,81	0,7165	0,0019
H ₂ O (l)	0,2883	258,88	0,3222	0,0929
Total	1,000			1,000

Komponen	X_5	Y_5	X_4	Y_4	X_3
CH ₃ OH (l)	0,7085	0,9048	0,7090	0,9052	0,7093
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0029	0,0021	0,0027	0,0019	0,0026
H ₂ O (l)	0,2886	0,0932	0,2883	0,0929	0,2881
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 3

Suhu = 72,15 °C = 345,15 K

Tekanan = 1,04 atm = 792,69 mmHg

Komponen	X_3	P_{oi}	K_i	$Y_3 = X_3 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7093	1.012,02	1,2767	0,9056
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0026	568,72	0,7174	0,0019
H ₂ O (l)	0,2881	254,86	0,3215	0,0926
Total	1,000			1,000

Komponen	X_4	Y_4	X_3	Y_3	X_2
CH ₃ OH (l)	0,7090	0,9052	0,7093	0,9056	0,7096
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0027	0,0019	0,0026	0,0019	0,0025
H ₂ O (l)	0,2883	0,0929	0,2881	0,0926	0,2879
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 2

Suhu = 71,78 °C = 344,78 K

Tekanan = 1,03 atm = 781,80 mmHg

Komponen	X_2	P_{oi}	K_i	$Y_2 = X_2 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7096	998,05	1,2766	0,9059
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0025	561,64	0,7184	0,0018
H ₂ O (l)	0,2879	250,87	0,3209	0,0924
Total	1,000			1,000

Komponen	X_3	Y_3	X_2	Y_2	X_1
CH ₃ OH (l)	0,7093	0,9056	0,7096	0,9059	0,7098
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0026	0,0019	0,0025	0,0018	0,0025
H ₂ O (l)	0,2881	0,0926	0,2879	0,0924	0,2877
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage 1

Suhu = 71,41 °C = 344,41 K

Tekanan = 1,01 atm = 770,90 mmHg

Komponen	X_1	P_{oi}	K_i	$Y_1 = X_1 \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7098	984,12	1,2766	0,9061
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0025	554,56	0,7194	0,0018
H ₂ O (l)	0,2877	246,88	0,3203	0,0922
Total	1,000			1,000

Komponen	X_2	Y_2	X_1	Y_1	X_D
CH ₃ OH (l)	0,7096	0,9059	0,7098	0,9061	0,7100
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0025	0,0018	0,0025	0,0018	0,0025
H ₂ O (l)	0,2879	0,0924	0,2877	0,0922	0,2876
Total	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Kondisi Operasi Stage Distillate

Suhu = 71,03 °C = 344,03 K

Tekanan = 1,00 atm = 760,00 mmHg

Komponen	X_D	P_{oi}	K_i	$Y_D = X_D \times K_i$
CH ₃ OH (l)	0,7100	970,19	1,2766	0,9064
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,0025	547,48	0,7204	0,0018
H ₂ O (l)	0,2876	242,91	0,3196	0,0919
Total	1,000			1,000

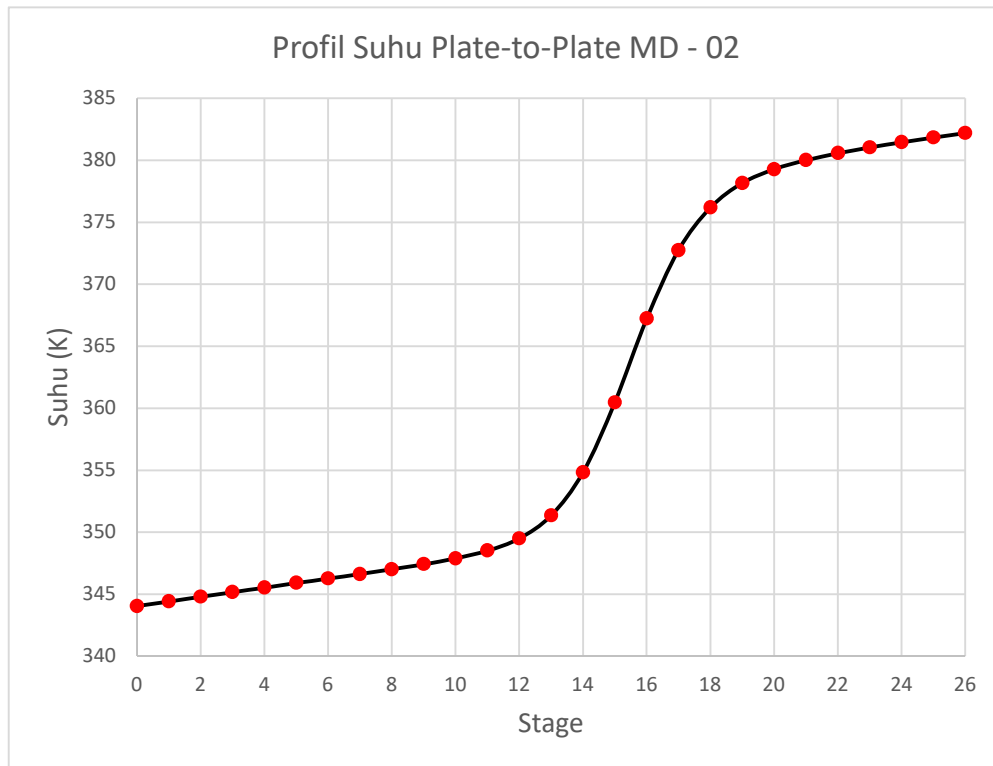
Profil Suhu Plate-to-Plate Menara Distilasi - 02

Dari hasil perhitungan, diperoleh kondisi operasi masing-masing stage/tray sebagai berikut :

	Stage	Tekanan (atm)	Suhu (K)	Kemiringan	
Kondensor	0	1,0000	344,03	0,3780	
	1	1,0143	344,41	0,3739	
	2	1,0287	344,78	0,3703	
	3	1,0430	345,15	0,3672	
	4	1,0574	345,52	0,3653	
	5	1,0717	345,88	0,3652	
	6	1,0860	346,25	0,3688	
	7	1,1004	346,62	0,3799	
	8	1,1147	347,00	0,4074	
	9	1,1291	347,40	0,4721	
	10	1,1434	347,88	0,6258	
	11	1,1577	348,50	0,9807	
	12	1,1721	349,48	1,8619	
	13	1,1864	351,34	3,4672	
	14	1,2008	354,81	5,6504	
		15	1,2151	360,46	6,7535
		16	1,2294	367,22	5,5207
		17	1,2438	372,74	3,4484
		18	1,2581	376,18	1,9730
		19	1,2725	378,16	1,1233
		20	1,2868	379,28	0,7262
		21	1,3011	380,01	0,5581
		22	1,3155	380,56	0,4661
		23	1,3298	381,03	0,4156
		24	1,3441	381,45	0,3937
	25	1,3585	381,84	0,3573	
Reboiler	26	1,3728	382,20		

Berdasarkan perhitungan, stage ke-15 memiliki kemiringan tercuram, oleh karena itu suhu pada plate ini dijaga tetap.

Berikut gambar grafik profil suhu plate-to-plate Menara Distilasi - 02 :

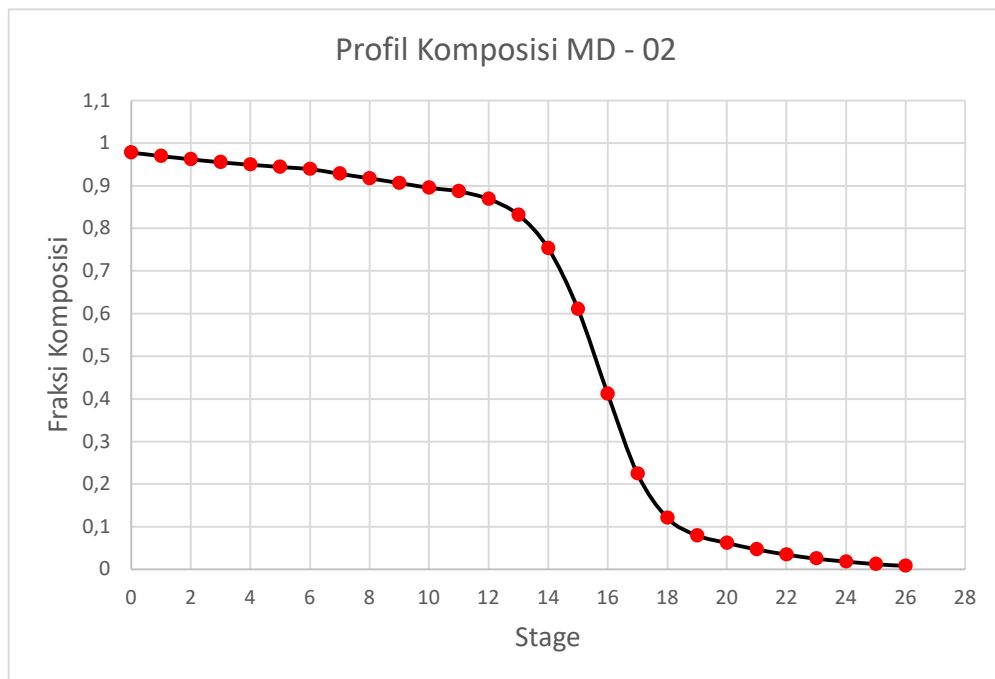


Dari hasil perhitungan, diperoleh fraksi komposisi masing-masing stage/tray sebagai berikut :

	Stage	Komposisi
Kondensor	0	0,9777
	1	0,9694
	2	0,9619
	3	0,9550
	4	0,9491
	5	0,9439
	6	0,9389
	7	0,9280
	8	0,9171
	9	0,9062
	10	0,8952
	11	0,8865
	12	0,8687
	13	0,8315
	14	0,7531

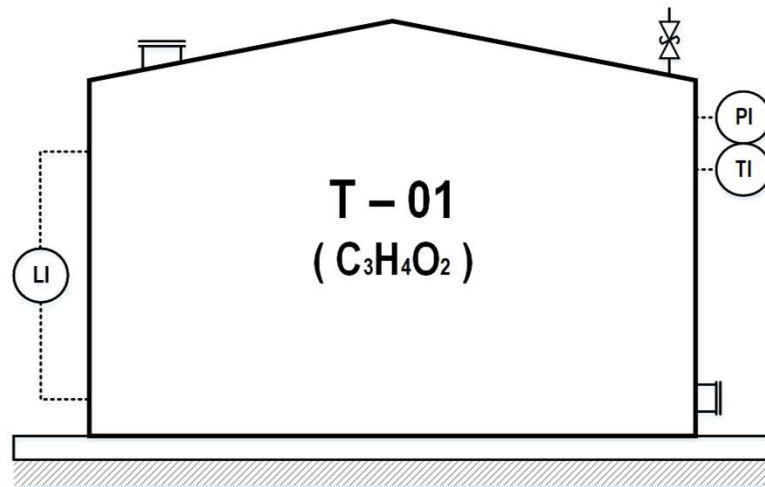
	15	0,6102
	16	0,4115
	17	0,2243
	18	0,1208
	19	0,0798
	20	0,0620
	21	0,0469
	22	0,0349
	23	0,0254
	24	0,0181
	25	0,0126
Reboiler	26	0,0083

Berikut gambar grafik profil komposisi plate-to-plate Menara Distilasi - 02 :





TANGKI ASAM AKRILAT (T - 01)



Tugas : Menyimpan bahan baku berupa asam akrilat dengan waktu tinggal 30 hari

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu tinggal = 30 hari

1. Neraca Massa

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	44,05	3.171,81	44,05	3.171,81
H ₂ O	18	0,89	15,94	0,89	15,94
Total		44,94	3.187,75	44,94	3.187,75

2. Menghitung Tekanan Uap Asam Akrilat Dengan Kemurnian 99,5%

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^{\circ} = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$$

(Yaws, 1999)

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₄ O ₂	2,31E+01	-3,13E+03	-4,88E+00	4,36E-04	-4,92E-13
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	BM	Massa	Xi	P°	K	Yi
C ₃ H ₄ O ₂	72	3.171,81	0,9950	5,43	0,9758	0,97
H ₂ O	18	15,94	0,0050	31,59	5,6805	0,03
Total		3.187,75	1,0000			1,00

Dengan menggunakan "Goal Seek" diperoleh tekanan uap asam akrilat :

$$\text{Suhu} = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 0,007 \text{ atm} = 5,5614 \text{ mmHg}$$

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan asam akrilat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan fasa cair.

3. Menghitung Densitas

Densitas ($\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$)				
Komponen	A	B	n	Tc
C ₃ H ₄ O ₂	3,46E-01	2,58E-01	3,07E-01	615,00
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	647,13

Komponen	BM	Massa	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi × ρ
C ₃ H ₄ O ₂	72	3.171,81	0,995	1.040,07	1.034,87
H ₂ O	18	15,94	0,005	1.023,01	5,12
Total		3.187,75	1,0000		1.039,99

$$\rho = 1.039,99 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64,92 \text{ lb/ft}^3$$

3. Dimensi Alat

$$\text{Waktu penyimpanan } (\theta) = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ tangki}$$

$$\text{Massa masuk } (M) = 3.187,75 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas tangki } (m) = M \times \theta$$

$$= 3.187,75 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 2.295.180 \text{ kg}$$

$$= 2.295,18 \text{ Ton}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{2.295.180 \text{ kg}}{1.039,99 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2.206,93 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over Design} &= 20\% \\ \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 2.206,93 \text{ m}^3 \\ &= 2.648,32 \text{ m}^3 \\ &= 699.612,39 \text{ gallons} \\ &= 16.657,44 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Tangki :

$$\begin{aligned} D_{\text{Tangki}} &= \left(\frac{V_{\text{Tangki}}}{\frac{1,25 \times \pi}{4} + 0,169344} \right)^{1/3} \\ &= 13,20 \text{ m} \\ &= 43,32 \text{ ft} \\ &= 519,82 \text{ in} \end{aligned}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)																		
		4 Number of Courses in Completed Tank																		
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60										
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	D = 194	D = 219

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Berdasarkan Appendix E "Typical Tank Sizes and Capacities", Brownell and Young, 1959, diperoleh ukuran volume, diameter, dan tinggi standar tangki yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki standar} &= 16.790 \text{ bbl} \\ \text{Diameter tangki standar} &= 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki standar} &= 48 \text{ ft} = 14,63 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tangki standar} &= 50 \text{ ft} \\
 \text{Jari-jari tangki (ri)} &= 25 \text{ ft} = 300 \text{ in} \\
 \text{Allowable stress (f)} &= 12750 \text{ Psi} \\
 \text{Effisiensi (E)} &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan design (P}_D\text{)} &= 20\% \times \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} \\
 &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\
 &= 1,2 \text{ atm} \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan dan ketebalan di setiap ketinggian (ft)

Tekanan hidrostatik pada ketinggian 48 ft :

$$\begin{aligned}
 P_{48} &= \rho \frac{H_t - H}{144} + P \\
 &= 64,92 \frac{48 - 48}{144} + 17,64 \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Ketebalan shell pada ketinggian 48 ft :

$$\begin{aligned}
 t_{Shell\ 48} &= \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + C \\
 &= \frac{17,64 \text{ Psi} \times 300 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,6442 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hitungan tekanan hidrostatik dan ketebalan shell setiap ft, maka diperoleh :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T _{Shell} (in)
48	17,64	0,6442
47	18,09	0,6575
46	18,54	0,6708
45	18,99	0,6841
44	19,44	0,6974
43	19,89	0,7107
42	20,34	0,7240
41	20,79	0,7373
40	21,24	0,7505

39	21,69	0,7638
38	22,14	0,7771
37	22,59	0,7904
36	23,05	0,8037
35	23,50	0,8170
34	23,95	0,8303
33	24,40	0,8436
32	24,85	0,8569
31	25,30	0,8702
30	25,75	0,8835
29	26,20	0,8968
28	26,65	0,9101
27	27,10	0,9234
26	27,55	0,9367
25	28,00	0,9500
24	28,46	0,9633
23	28,91	0,9766
22	29,36	0,9899
21	29,81	1,0033
20	30,26	1,0166
19	30,71	1,0299
18	31,16	1,0432
17	31,61	1,0565
16	32,06	1,0698
15	32,51	1,0831
14	32,96	1,0964
13	33,42	1,1097
12	33,87	1,1231
11	34,32	1,1364
10	34,77	1,1497
9	35,22	1,1630
8	35,67	1,1763
7	36,12	1,1896
6	36,57	1,2029
5	37,02	1,2163
4	37,47	1,2296
3	37,92	1,2429
2	38,37	1,2562

1	38,83	1,2695
0	39,28	1,2829

Berdasarkan tabel diatas, diperoleh tebal shell standar yaitu 1,375 in

Menentukan tebal head standar :

Jenis head = Torispherical Dished Head

Diameter tangki standar = 50 ft

Jari-jari tangki (r_i) = 25 ft = 300 in

Allowable stress (f) = 12750 Psi

Effisiensi (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Tekanan operasi (P_O) = 1 atm

Tekanan design (P_D) = 20% × Tekanan operasi (P_O)

= 1,2 × 1 atm

= 1,2 atm

= 17,64 Psi

$$\begin{aligned}
 t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ Psi} \times 300 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,5841 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga dipilih tebal head standar 5/8 in = 0,625 in (Brownell and Young, 1959, hal. 88)

KESIMPULAN TANGKI ASAM AKRILAT (T - 01)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa asam akrilat dengan waktu tinggal 30 hari sebanyak 3.187,75 Kg/jam

Jenis Alat : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari

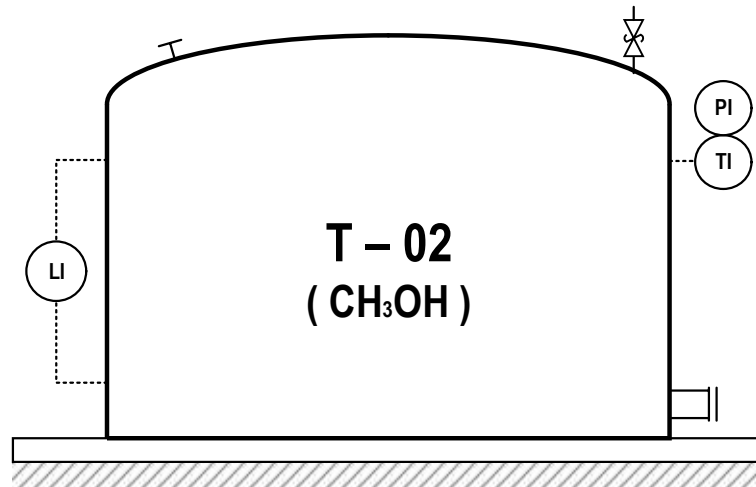
Dimensi Tangki

- Diameter : 50 ft
- Tinggi : 48 ft
- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* : 1,375 in

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
48	17,64	0,6442
47	18,09	0,6575
46	18,54	0,6708
45	18,99	0,6841
44	19,44	0,6974
43	19,89	0,7107
42	20,34	0,7240
41	20,79	0,7373
40	21,24	0,7505
39	21,69	0,7638
38	22,14	0,7771
37	22,59	0,7904
36	23,05	0,8037
35	23,50	0,8170
34	23,95	0,8303
33	24,40	0,8436
32	24,85	0,8569
31	25,30	0,8702
30	25,75	0,8835
29	26,20	0,8968

28	26,65	0,9101
27	27,10	0,9234
26	27,55	0,9367
25	28,00	0,9500
24	28,46	0,9633
23	28,91	0,9766
22	29,36	0,9899
21	29,81	1,0033
20	30,26	1,0166
19	30,71	1,0299
18	31,16	1,0432
17	31,61	1,0565
16	32,06	1,0698
15	32,51	1,0831
14	32,96	1,0964
13	33,42	1,1097
12	33,87	1,1231
11	34,32	1,1364
10	34,77	1,1497
9	35,22	1,1630
8	35,67	1,1763
7	36,12	1,1896
6	36,57	1,2029
5	37,02	1,2163
4	37,47	1,2296
3	37,92	1,2429
2	38,37	1,2562
1	38,83	1,2695
0	39,28	1,2829

TANGKI METANOL (T - 02)



Tugas : Menyimpan bahan baku metanol dengan waktu tinggal 30 hari

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu tinggal = 30 hari

1. Neraca Massa

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₃ OH	32	44,17	1.413,38	44,17	1.413,38
H ₂ O	18	0,12	2,12	0,12	2,12
Total		44,29	1.415,50	44,29	1.415,50

2. Menghitung Tekanan Uap Metanol Dengan Kemurnian 99,85%

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^{\circ} = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$$

(Yaws, 1999)

- Dimana, A, B, C, D, E = konstanta
 P = tekanan uap komponen (mmHg)
 T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	BM	Massa	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH	32	1.413,38	0,9985	161,79	1,0011	0,9996
H ₂ O	18	2,12	0,0015	31,59	0,1955	0,0003
Total		1.415,50	1,0000			1,000

Dengan menggunakan "Goal Seek" diperoleh tekanan uap asam akrilat :

$$\text{Suhu} = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 0,213 \text{ atm} = 161,62 \text{ mmHg}$$

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan metanol pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan fasa cair.

3. Menghitung Densitas

Densitas ($\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$)				
Komponen	A	B	n	Tc
CH ₃ OH	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	512,58
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	647,13

Komponen	BM	Massa	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi × ρ
CH ₃ OH	32	1.413,38	0,9985	782,81	781,63
H ₂ O	18	2,12	0,0015	1.023,01	1,53
Total		1.415,50	1,0000		783,17

$$\rho = 783,17 \text{ kg/m}^3$$

$$= 48,89 \text{ lb/ft}^3$$

3. Dimensi Alat

$$\text{Waktu penyimpanan } (\theta) = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ tangki}$$

$$\text{Massa masuk } (M) = 1.415,50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas tangki } (m) = M \times \theta$$

$$= 1.415,50 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 1.019.161 \text{ kg}$$

$$= 1.019,16 \text{ Ton}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1.019.161 \text{ kg}}{783,17 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1.301,33 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 1.301,33 \text{ m}^3 \\ &= 1.561,60 \text{ m}^3 \\ &= 412.530,95 \text{ gallons} \\ &= 9.822,17 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Tangki :

$$\begin{aligned} D_{\text{Tangki}} &= \left(\frac{V_{\text{Tangki}}}{\frac{1,25 \times \pi}{4} + 0,169344} \right)^{1/3} \\ &= 11,07 \text{ m} \\ &= 36,32 \text{ ft} \\ &= 435,90 \text{ in} \end{aligned}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)												
		4 Number of Courses in Completed Tank												
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60				
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1.130
20	56.0	670	1.010	1.340	1.680	2.010	2.350	2.690
25	87.4	1.050	1.570	2.100	2.620	3.150	3.670	4.200	4.720	5.250
30	126	1.510	2.270	3.020	3.780	4.530	5.290	6.040	6.800	7.550
35	171	2.060	3.080	4.110	5.140	6.170	7.200	8.230	9.250	10.280
40	224	2.690	4.030	5.370	6.710	8.060	9.400	10.740	12.090	13.430
45	283	3.400	5.100	6.800	8.500	10.200	11.900	13.600	15.300	17.000
50	350	4.200	6.290	8.390	10.490	12.590	14.690	16.790	18.880	20.980
60	504	6.030	9.060	12.909	15.110	18.130	21.150	24.170	27.190	30.220
70	685	8.230	12.340	16.450	20.560	24.680	28.790	32.900	37.010	41.130
80	895	10.740	16.120	21.490	26.860	32.230	37.600	42.970	48.350	53.720
90	1133	13.600	20.390	27.190	33.990	40.790	47.590	54.380	61.180	67.980
100	1399	16.790	25.180	33.570	41.970	50.360	58.750	67.140	75.540	83.930
120	2014	...	36.260	48.340	60.430	72.510	84.600	96.690	108.800	120.900
140	2742	...	49.350	65.800	82.250	98.700	115.100	131.600	148.000	164.500
160	3581	107.400	128.900	150.400	171.900	193.400	214.900
180	4532	136.000	163.200	190.400	217.500	244.800	254.300
200	5595	167.900	201.400	235.000	268.600	284.500	D = 174
220	6770	203.100	243.700	284.400	322.300	D = 194	D = 219

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Berdasarkan Appendix E "Typical Tank Sizes and Capacities", Brownell and Young, 1959, diperoleh ukuran volume, diameter, dan tinggi standar tangki yaitu :

$$\text{Volume tangki standar} = 10.200 \text{ bbl}$$

$$\text{Diameter tangki standar} = 45 \text{ ft} = 13,72 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki standar} = 36 \text{ ft} = 10,97 \text{ m}$$

Menentukan tebal shell standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tangki standar} &= 45 \text{ ft} \\
 \text{Jari-jari tangki (ri)} &= 22,5 \text{ ft} = 270 \text{ in} \\
 \text{Allowable stress (f)} &= 12750 \text{ Psi} \\
 \text{Effisiensi (E)} &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan design (P}_D\text{)} &= 20\% \times \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} \\
 &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\
 &= 1,2 \text{ atm} \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan dan ketebalan di setiap ketinggian (ft)

Tekanan hidrostatik pada ketinggian 36 ft :

$$\begin{aligned}
 P_{36} &= \rho \frac{H_t - H}{144} + P \\
 &= 48,89 \frac{36 - 36}{144} + 17,64 \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Ketebalan shell pada ketinggian 36 ft :

$$\begin{aligned}
 t_{Shell\ 36} &= \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + C \\
 &= \frac{17,64 \text{ Psi} \times 270 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,5923 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hitungan tekanan hidrostatik dan ketebalan shell setiap ft, maka diperoleh :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T _{Shell} (in)
36	17,64	0,5923
35	17,97	0,6013
34	18,31	0,6103
33	18,65	0,6193
32	18,99	0,6283
31	19,33	0,6373
30	19,67	0,6463
29	20,01	0,6553
28	20,35	0,6644

27	20,69	0,6734
26	21,03	0,6824
25	21,37	0,6914
24	21,71	0,7004
23	22,05	0,7094
22	22,39	0,7184
21	22,73	0,7274
20	23,07	0,7364
19	23,41	0,7455
18	23,75	0,7545
17	24,09	0,7635
16	24,43	0,7725
15	24,77	0,7815
14	25,10	0,7905
13	25,44	0,7995
12	25,78	0,8085
11	26,12	0,8176
10	26,46	0,8266
9	26,80	0,8356
8	27,14	0,8446
7	27,48	0,8536
6	27,82	0,8626
5	28,16	0,8717
4	28,50	0,8807
3	28,84	0,8897
2	29,18	0,8987
1	29,52	0,9077
0	29,86	0,9167

Berdasarkan tabel diatas, diperoleh tebal shell standar yaitu 1 in

Menentukan tebal *head* standar :

Jenis *head* = Torispherical Dished Head

Diameter tangki standar = 45 ft

Jari-jari tangki (*r_i*) = 22,5 ft = 270 in

Allowable stress (*f*) = 12750 Psi

Effisiensi (*E*) = 0,8

Faktor korosi (*C*) = 0,125 in

Tekanan operasi (*P_o*) = 1 atm

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design } (P_D) &= 20\% \times \text{Tekanan operasi } (P_O) \\ &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times ri}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ Psi} \times 270 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\ &= 0,5382 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga dipilih tebal head standar $5/8 \text{ in} = 0,625 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959, hal. 88)

KESIMPULAN TANGKI METANOL (T - 02)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa metanol dengan waktu tinggal 30 hari
sebanyak 1.415,50 Kg/jam

Jenis Alat : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari

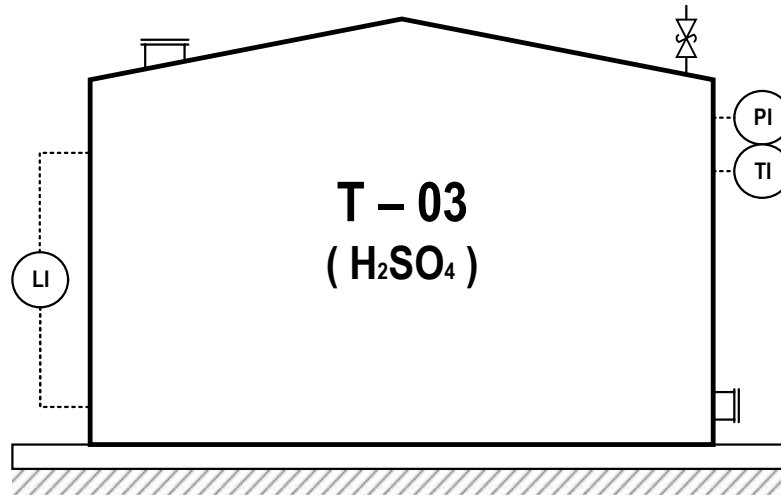
Dimensi Tangki

- Diameter : 45 ft
- Tinggi : 36 ft
- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* : 1 in

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
36	17,64	0,5923
35	17,97	0,6013
34	18,31	0,6103
33	18,65	0,6193
32	18,99	0,6283
31	19,33	0,6373
30	19,67	0,6463
29	20,01	0,6553
28	20,35	0,6644
27	20,69	0,6734
26	21,03	0,6824
25	21,37	0,6914
24	21,71	0,7004
23	22,05	0,7094
22	22,39	0,7184
21	22,73	0,7274
20	23,07	0,7364
19	23,41	0,7455
18	23,75	0,7545
17	24,09	0,7635

16	24,43	0,7725
15	24,77	0,7815
14	25,10	0,7905
13	25,44	0,7995
12	25,78	0,8085
11	26,12	0,8176
10	26,46	0,8266
9	26,80	0,8356
8	27,14	0,8446
7	27,48	0,8536
6	27,82	0,8626
5	28,16	0,8717
4	28,50	0,8807
3	28,84	0,8897
2	29,18	0,8987
1	29,52	0,9077
0	29,86	0,9167

TANGKI ASAM SULFAT (T - 03)



Tugas : Menyimpan bahan baku asam sulfat dengan waktu tinggal 30 hari

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu tinggal = 30 hari

1. Neraca Massa

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ SO ₄	98	0,31	30,10	0,31	30,10
H ₂ O	18	0,03	0,61	0,03	0,61
Total		0,34	30,72	0,34	30,72

2. Menghitung Tekanan Uap Asam Sulfat Dengan Kemurnian 98%

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^{\circ} = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$$

(Yaws, 1999)

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ SO ₄	2,06E+00	-4,19E+03	3,26E+00	-1,12E-03	5,54E-07
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	BM	Massa	Xi	P°	K	Yi
H ₂ SO ₄	98	30,10	0,9800	1,04E-04	1,64E-04	0,0002
H ₂ O	18	0,61	0,0200	3,16E+01	5,00E+01	1,0001
Total		30,72	1,0000			1,000

Dengan menggunakan "Goal Seek" diperoleh tekanan uap asam akrilat :

$$\text{Suhu} = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 0,001 \text{ atm} = 0,6318 \text{ mmHg}$$

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan asam sulfat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan fasa cair.

3. Menghitung Densitas

Densitas ($\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$)				
Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ SO ₄	4,22E-01	1,94E-01	2,86E-01	925,00
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	647,13

Komponen	BM	Massa	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi × ρ
H ₂ SO ₄	32	30,10	0,98	1.826,97	1.790,43
H ₂ O	18	0,61	0,02	1.023,01	20,46
Total		30,72	1,0000		1.810,89

$$\rho = 1.810,89 \text{ kg/m}^3$$

$$= 113,05 \text{ lb/ft}^3$$

3. Dimensi Alat

$$\text{Waktu penyimpanan } (\theta) = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ tangki}$$

$$\text{Massa masuk } (M) = 30,72 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas tangki } (m) = M \times \theta$$

$$= 30,72 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 22.117,88 \text{ kg}$$

$$= 22,12 \text{ Ton}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{22.117,88 \text{ kg}}{1.810,89 \text{ kg/m}^3} \\ &= 12,21 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Over Design} &= 20\% \\ \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 12,21 \text{ m}^3 \\ &= 14,66 \text{ m}^3 \\ &= 3.871,85 \text{ gallons} \\ &= 92,19 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Tangki :

$$\begin{aligned} D_{\text{Tangki}} &= \left(\frac{V_{\text{Tangki}}}{\frac{1,25 \times \pi}{4} + 0,169344} \right)^{1/3} \\ &= 2,34 \text{ m} \\ &= 7,66 \text{ ft} \\ &= 91,95 \text{ in} \end{aligned}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		12	18	24	30	36	42	48	54	60	
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1.130
20	56.0	670	1.010	1.340	1.680	2.010	2.350	2.690
25	87.4	1.050	1.570	2.100	2.620	3.150	3.670	4.200	4.720	5.250	...
30	126	1.510	2.270	3.020	3.780	4.530	5.290	6.040	6.800	7.550	...
35	171	2.060	3.080	4.110	5.140	6.170	7.200	8.230	9.250	10.280	...
40	224	2.690	4.030	5.370	6.710	8.060	9.400	10.740	12.090	13.430	...
45	283	3.400	5.100	6.800	8.500	10.200	11.900	13.600	15.300	17.000	...
50	350	4.200	6.290	8.390	10.490	12.590	14.690	16.790	18.880	20.980	...
60	504	6.030	9.060	12.909	15.110	18.130	21.150	24.170	27.190	30.220	...
70	685	8.230	12.340	16.450	20.560	24.680	28.790	32.900	37.010	41.130	...
80	895	10.740	16.120	21.490	26.860	32.230	37.600	42.970	48.350	53.720	...
90	1133	13.600	20.390	27.190	33.990	40.790	47.590	54.380	61.180	67.980	...
100	1399	16.790	25.180	33.570	41.970	50.360	58.750	67.140	75.540	83.930	...
120	2014	...	36.260	48.340	60.430	72.510	84.600	96.690	108.800	120.900	...
140	2742	...	49.350	65.800	82.250	98.700	115.100	131.600	148.000	164.500	...
160	3581	107.400	128.900	150.400	171.900	193.400	214.900	...
180	4532	136.000	163.200	190.400	217.500	244.800	254.300	...
200	5595	167.900	201.400	235.000	268.600	284.500	D = 174	...
220	6770	203.100	243.700	284.400	322.300	D = 194	D = 219	...

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Berdasarkan Appendix E "Typical Tank Sizes and Capacities", Brownell and Young, 1959, diperoleh ukuran volume, diameter, dan tinggi standar tangki yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki standar} &= 170 \text{ bbl} \\ \text{Diameter tangki standar} &= 10 \text{ ft} = 3,05 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki standar} &= 12 \text{ ft} = 3,66 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell standar :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter tangki standar} &= 10 \text{ ft} \\
 \text{Jari-jari tangki (ri)} &= 5 \text{ ft} = 60 \text{ in} \\
 \text{Allowable stress (f)} &= 12750 \text{ Psi} \\
 \text{Effisiensi (E)} &= 0,8 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,125 \text{ in} \\
 \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} &= 1 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan design (P}_D\text{)} &= 20\% \times \text{Tekanan operasi (P}_o\text{)} \\
 &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\
 &= 1,2 \text{ atm} \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan dan ketebalan di setiap ketinggian (ft)

Tekanan hidrostatik pada ketinggian 12 ft :

$$\begin{aligned}
 P_{12} &= \rho \frac{H_t - H}{144} + P \\
 &= 113,05 \frac{12 - 12}{144} + 17,64 \\
 &= 17,64 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Ketebalan shell pada ketinggian 12 ft :

$$\begin{aligned}
 t_{Shell\ 12} &= \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + C \\
 &= \frac{17,64 \text{ Psi} \times 60 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,2288 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hitungan tekanan hidrostatik dan ketebalan shell setiap ft, maka diperoleh :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T _{Shell} (in)
12	17,64	0,2288
11	18,42	0,2335
10	19,21	0,2381
9	19,99	0,2427
8	20,78	0,2474
7	21,56	0,2520
6	22,35	0,2566
5	23,13	0,2612
4	23,92	0,2659

3	24,70	0,2705
2	25,49	0,2751
1	26,27	0,2798
0	27,06	0,2844

Berdasarkan tabel diatas, diperoleh tebal shell standar yaitu 0,3125 in

Menentukan tebal head standar :

Jenis head = Torispherical Dished Head

Diameter tangki standar = 10 ft

Jari-jari tangki (r_i) = 5 ft = 60 in

Allowable stress (f) = 12750 Psi

Effisiensi (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Tekanan operasi (P_o) = 1 atm

Tekanan design (P_D) = 20% × Tekanan operasi (P_o)
 = 1,2 × 1 atm
 = 1,2 atm
 = 17,64 Psi

$$\begin{aligned}
 t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ Psi} \times 60 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,2168 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga dipilih tebal head standar 1/4 in = 0,25 in (Brownell and Young, 1959, hal. 88)

KESIMPULAN TANGKI ASAM SULFAT (T - 03)

Tugas : Menyimpan bahan baku berupa asam sulfat dengan waktu tinggal 30 hari
sebanyak 30,72 Kg/jam

Jenis Alat : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi

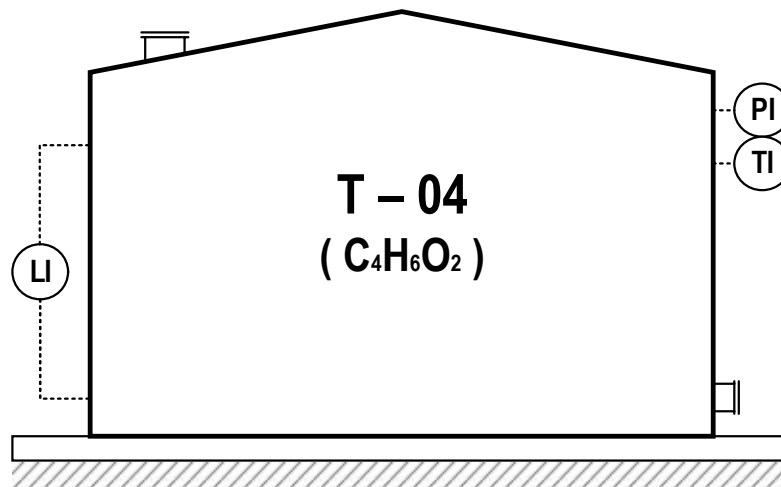
- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 30 hari

Dimensi Tangki

- Diameter : 10 ft
- Tinggi : 12 ft
- Tebal *head* : 0,25 in
- Tebal *shell* : 0,3125 in

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
12	17,64	0,2288
11	18,42	0,2335
10	19,21	0,2381
9	19,99	0,2427
8	20,78	0,2474
7	21,56	0,2520
6	22,35	0,2566
5	23,13	0,2612
4	23,92	0,2659
3	24,70	0,2705
2	25,49	0,2751
1	26,27	0,2798
0	27,06	0,2844

TANGKI METIL AKRILAT (T - 04)



Tugas : Menyimpan produk berupa metil akrilat dengan waktu tinggal 30 hari

Jenis : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu tinggal = 20 hari

1. Neraca Massa

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₃ OH	32	0,06	2,07	0,06	2,07
C ₄ H ₆ O ₂	86	43,82	3.768,94	43,82	3.768,94
H ₂ O	18	0,94	16,87	0,94	16,87
Total		44,83	3.787,88	44,83	3.787,88

2. Menghitung Tekanan Uap Metil Akrilat Dengan Kemurnian 99,5%

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^{\circ} = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2$$

(Yaws, 1999)

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	4,56E+01	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
C ₄ H ₆ O ₂	4,70E+01	-3,12E+03	-1,49E+01	7,16E-03	3,45E-14
H ₂ O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

Komponen	BM	Massa	Xi	P°	K	Yi
CH ₃ OH	32	2,07	0,0005	161,79	1,4952	0,00
C ₄ H ₆ O ₂	86	3.768,94	0,9950	108,46	1,0023	1,00
H ₂ O	18	16,87	0,0045	31,59	0,2919	0,00
Total		3.787,88	1,0000			1,00

Dengan menggunakan "Goal Seek" diperoleh tekanan uap asam akrilat :

$$\text{Suhu} = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 0,142 \text{ atm} = 108,21 \text{ mmHg}$$

Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa penyimpanan asam akrilat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm masih dalam keadaan fasa cair.

3. Menghitung Densitas

Densitas ($\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n}$)				
Komponen	A	B	n	T _c
CH ₃ OH	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02
C ₄ H ₆ O ₂	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

Komponen	BM	Massa	Xi	ρ (kg/m ³)	Xi × ρ
CH ₃ OH	32	2,07	0,0005	782,81	0,43
C ₄ H ₆ O ₂	86	3.768,94	0,9950	943,02	938,30
H ₂ O	18	16,87	0,0045	1.023,01	4,56
Total		3.787,88	1,0000		943,29

$$\begin{aligned} \rho &= 943,29 \text{ kg/m}^3 \\ &= 58,89 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

3. Dimensi Alat

$$\text{Waktu penyimpanan } (\theta) = 20 \text{ hari} = 480 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ tangki}$$

$$\text{Massa masuk } (M) = 3.787,88 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas tangki (m)} &= M \times \theta \\
 &= 3.787,88 \text{ kg/jam} \times 480 \text{ jam} \\
 &= 1.818.182 \text{ kg} \\
 &= 1.818,18 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan} &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{1.818.182 \text{ kg}}{943,29 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1.927,49 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 1.927,49 \text{ m}^3 \\
 &= 2.312,99 \text{ m}^3 \\
 &= 611.027,56 \text{ gallons} \\
 &= 14.548,28 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Tangki :

$$\begin{aligned}
 D_{\text{Tangki}} &= \left(\frac{V_{\text{Tangki}}}{\frac{1,25 \times \pi}{4} + 0,169344} \right)^{1/3} \\
 &= 12,62 \text{ m} \\
 &= 41,41 \text{ ft} \\
 &= 496,88 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		12	18	24	30	36	42	48	54	60	
10	14.0	170	250	335	420	505	
15	31.5	380	565	755	945	1,130	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300	
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	304,500	341,000	
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	362,300	402,300	

$D = 174$
 $D = 194$
 $D = 219$

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Berdasarkan Appendix E "Typical Tank Sizes and Capacities", Brownell and Young, 1959, diperoleh ukuran volume, diameter, dan tinggi standar tangki yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki standar} &= 14.690 \text{ bbl} \\ \text{Diameter tangki standar} &= 50 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki standar} &= 42 \text{ ft} = 12,80 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal *shell* standar :

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki standar} &= 50 \text{ ft} \\ \text{Jari-jari tangki (} r_i \text{)} &= 25 \text{ ft} = 300 \text{ in} \\ \text{Allowable stress (} f \text{)} &= 12750 \text{ Psi} \\ \text{Effisiensi (} E \text{)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (} C \text{)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Tekanan operasi (} P_o \text{)} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Tekanan design (} P_D \text{)} &= 20\% \times \text{Tekanan operasi (} P_o \text{)} \\ &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Tekanan dan ketebalan di setiap ketinggian (ft)

Tekanan hidrostatik pada ketinggian 42 ft :

$$\begin{aligned} P_{42} &= \rho \frac{H_t - H}{144} + P \\ &= 58,89 \frac{42 - 42}{144} + 17,64 \\ &= 17,64 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Ketebalan *shell* pada ketinggian 42 ft :

$$\begin{aligned} t_{Shell\ 42} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C \\ &= \frac{17,64 \text{ Psi} \times 300 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\ &= 0,6442 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan hitungan tekanan hidrostatik dan ketebalan *shell* setiap ft, maka diperoleh :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
42	17,64	0,6442
41	18,04	0,6563
40	18,45	0,6683

39	18,86	0,6804
38	19,27	0,6924
37	19,68	0,7045
36	20,09	0,7165
35	20,50	0,7286
34	20,91	0,7407
33	21,32	0,7527
32	21,72	0,7648
31	22,13	0,7768
30	22,54	0,7889
29	22,95	0,8010
28	23,36	0,8130
27	23,77	0,8251
26	24,18	0,8371
25	24,59	0,8492
24	25,00	0,8613
23	25,40	0,8733
22	25,81	0,8854
21	26,22	0,8975
20	26,63	0,9095
19	27,04	0,9216
18	27,45	0,9336
17	27,86	0,9457
16	28,27	0,9578
15	28,68	0,9699
14	29,09	0,9819
13	29,49	0,9940
12	29,90	1,0061
11	30,31	1,0181
10	30,72	1,0302
9	31,13	1,0423
8	31,54	1,0543
7	31,95	1,0664
6	32,36	1,0785
5	32,77	1,0906
4	33,17	1,1026
3	33,58	1,1147
2	33,99	1,1268

1	34,40	1,1389
0	34,81	1,1509

Berdasarkan tabel diatas, diperoleh tebal shell standar yaitu 1,25 in

Menentukan tebal head standar :

Jenis head = Torispherical Dished Head

Diameter tangki standar = 50 ft

Jari-jari tangki (r_i) = 25 ft = 300 in

Allowable stress (f) = 12750 Psi

Effisiensi (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Tekanan operasi (P_O) = 1 atm

Tekanan design (P_D) = 20% × Tekanan operasi (P_O)

= 1,2 × 1 atm

= 1,2 atm

= 17,64 Psi

$$\begin{aligned}
 t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ Psi} \times 300 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\
 &= 0,5841 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga dipilih tebal head standar $5/8 \text{ in} = 0,625 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959, hal. 88)

KESIMPULAN TANGKI METIL AKRILAT (T - 04)

Tugas : Menyimpan produk berupa metil akrilat dengan waktu tinggal 20 hari
sebanyak 3.787,88 Kg/jam

Jenis Alat : Tangki Silinder Vertikal (*Flanged Only Head*)

Kondisi Operasi

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Waktu tinggal : 20 hari

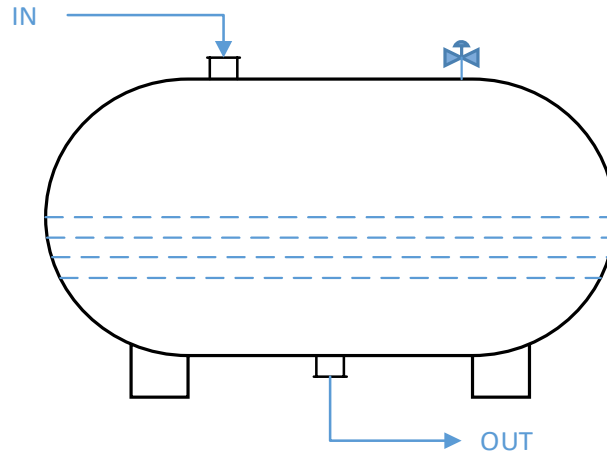
Dimensi Tangki

- Diameter : 50 ft
- Tinggi : 42 ft
- Tebal *head* : 0,625 in
- Tebal *shell* : 1,25 in

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
42	17,64	0,6442
41	18,04	0,6563
40	18,45	0,6683
39	18,86	0,6804
38	19,27	0,6924
37	19,68	0,7045
36	20,09	0,7165
35	20,50	0,7286
34	20,91	0,7407
33	21,32	0,7527
32	21,72	0,7648
31	22,13	0,7768
30	22,54	0,7889
29	22,95	0,8010
28	23,36	0,8130
27	23,77	0,8251
26	24,18	0,8371
25	24,59	0,8492
24	25,00	0,8613
23	25,40	0,8733

22	25,81	0,8854
21	26,22	0,8975
20	26,63	0,9095
19	27,04	0,9216
18	27,45	0,9336
17	27,86	0,9457
16	28,27	0,9578
15	28,68	0,9699
14	29,09	0,9819
13	29,49	0,9940
12	29,90	1,0061
11	30,31	1,0181
10	30,72	1,0302
9	31,13	1,0423
8	31,54	1,0543
7	31,95	1,0664
6	32,36	1,0785
5	32,77	1,0906
4	33,17	1,1026
3	33,58	1,1147
2	33,99	1,1268
1	34,40	1,1389
0	34,81	1,1509

ACCUMULATOR (ACC - 01)



Tugas : Menampung *light component* (CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O) dari hasil atas Dekanter (DC - 01) sebelum diumpankan menuju Menara Distilasi (MD - 01)

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi operasi :

- Tekanan = 2,00 atm = 1.520 mmHg
- Suhu = 80,00 °C = 353,00 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	43,63	1.396,04	43,63	1.396,04
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	44,05	3.787,88	44,05	3.787,88
H_2O	45,16	812,96	45,16	812,96
Total	132,84	5.996,88	132,84	5.996,88

2. Perancangan Waktu Tinggal

Berdasarkan Walas, S. M., 1999, " *Chemical Process Equipment Selection and Design* ", Ed. 13, diisyaratkan waktu tinggal berkisar antara 5 - 10 menit, maka :

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal } (t) &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,17 \text{ jam} \end{aligned}$$

3. Dimensi Alat

Menentukan Volume Umpan :

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
CH ₃ OH	1.396,04	733,49	1,90
C ₄ H ₆ O ₂	3.787,88	877,72	4,32
H ₂ O	812,96	975,64	0,83
Total	5.996,88	2.586,85	7,05

Volume Perancangan :

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{kecepatan umpan} \times \text{waktu tinggal}}{60 \text{ menit}} \\ &= \frac{7,0521 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit}}{60 \text{ menit}} \\ &= 1,1754 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 120\% \times 1,18 \text{ m}^3 \\ &= 1,4104 \text{ m}^3 \\ &= 1.410,42 \text{ L} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter dan Panjang Accumulator :

Digunakan perbandingan D : L = 1 : 2

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^2 (2D)}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^3}{2} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{7 \pi D^3}{12} \\ D^3 &= \frac{12 V}{7 \pi} \\ &= \left(\frac{12 \times 1,41}{7 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ D &= 0,92 \text{ m} \\ &= 3,01 \text{ ft} \\ &= 36,09 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Standar} &= 38,00 \text{ in} \\ &= 0,97 \text{ m} \\ &= 3,17 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka panjang dekanter,

$$\begin{aligned} &= L : D \\ &= 2 : 1 \\ L &= 2D \\ &= 2 \times 0,97 \text{ m} \\ &= 1,93 \text{ m} \\ &= 6,33 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Shell (T_{Shell})

Digunakan baja Stainless Steel type SA 178 Grade C (Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 18,50 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 2 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 2,40 \text{ atm} \\ &= 35,27 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal. 254 :

$$\begin{aligned} t_{Shell} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{35,27 \text{ psi} \times 18,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 35,27 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1853 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

5. Menentukan Tebal Head (T_{Head})

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 178 Grade C (Brownell & Young, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 18,5 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

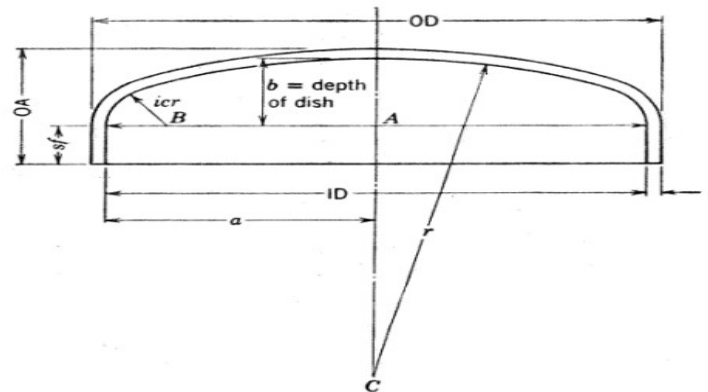
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 2 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 2,40 \text{ atm} \\ &= 35,27 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal. 258 :

$$\begin{aligned} t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times ri}{f \times E - 0,1 \times P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 35,27 \text{ psi} \times 18,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,9 - 0,1 \times 35,27 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1783 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal head standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

6. Menentukan Tinggi Head (H_{Head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 3/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30	2	30	2 1/8	34	2 1/4	36	2 3/8	36
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 5/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	2	↓	2 1/8	↓	34	↓	↓	↓
5/8	1 7/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	2	↓	2 1/8	↓	30	↓	↓	↓
3/4	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
7/8	2 3/8	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1	3	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 1/8	3 3/8	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 1/4	3 3/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 3/8	4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 1/2	4 1/2	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 5/8	4 7/8	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 3/4	5 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
1 7/8	5 3/8	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
2	6	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
2 1/4	6 3/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
2 1/2	7 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
2 3/4	8 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
3	8 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←

$OD = 38,00 \text{ in}$
 $r = 36,00 \text{ in}$
 $icr = 2,38 \text{ in}$

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (*sf*) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	9/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/8
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/8
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 5/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 3/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

$t_{head} = 0,1875 \text{ in}$
 $sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$
 maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,17 ft = 0,05 m

$a = \frac{ID}{2} = \frac{37,63}{2} = 18,813 \text{ in}$
 $AB = a - icr$
 $= 18,81 \text{ in} - 2,38 \text{ in}$
 $= 16,44 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 36,00 \text{ in} - 2,38 \text{ in} \\
 &= 33,63 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(33,63)^2 - (16,44)^2} \\
 &= 29,33 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 36,00 \text{ in} - 29,33 \text{ in} \\
 &= 6,67 \text{ in} \\
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 6,67 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\
 &= 8,854 \text{ in} \\
 &= 0,7378 \text{ ft} \\
 &= 0,2249 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Panjang Accumulator

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total } (L) &= L_{Shell} + 2 \times H_{Head} \\
 &= 1,93 + 2 \times 0,22 \\
 &= 2,38 \text{ m} \\
 &= 7,81 \text{ ft} \\
 &= 93,71 \text{ in}
 \end{aligned}$$

8. Perancangan Pipa Input dan Output

Dimensi Pipa Input :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	1.396,04	733,49	1,90
C ₄ H ₆ O ₂	3.787,88	877,72	4,32
H ₂ O	812,96	975,64	0,83
Total	5.996,88	2.586,85	7,05

o Luas pipa masuk input :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa masuk} &= 0,3 \times L \\
 &= 0,3 \times 93,71 \text{ in} \\
 &= 28,11 \text{ in} \\
 &= 0,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ masuk} = 7,05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{7,05 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0032 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0032 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0640 \text{ m} \\
 &= 2,5181 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

Nominal Pipe Size (NPS)	=	3 in
Schedule Number (Sch)	=	40
Outside Diameter (OD)	=	3,50 in
Inside Diameter (ID)	=	3,07 in

Dimensi Pipa Output :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	1.396,04	733,49	1,90
C ₄ H ₆ O ₂	3.787,88	877,72	4,32
H ₂ O	812,96	975,64	0,83
Total	5.996,88	2.586,85	7,05

o Luas pipa masuk output :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa keluar} &= 0,5 \times L \\
 &= 0,5 \times 93,71 \text{ in} \\
 &= 46,85 \text{ in} \\
 &= 1,19 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ keluar} = 7,05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{7,05 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0032 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0032 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0640 \text{ m} \\
 &= 2,5181 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

<i>Nominal Pipe Size (NPS)</i>	=	3	in
<i>Schedule Number (Sch)</i>	=	40	
<i>Outside Diameter (OD)</i>	=	3,50	in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	3,07	in

KESIMPULAN ACCUMULATOR (ACC - 01)

Tugas : Menampung *light component* (CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O) dari hasil atas Dekanter (DC - 01) sebelum diumpankan menuju Menara Distilasi (MD - 01)

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi Operasi

- Tekanan = 2,00 atm = 1.520 mmHg
- Suhu = 80,00 °C = 353,00 K

Dimensi Alat

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 178 Grade C
- Volume cairan = 1,18 m³
- Volume tangki = 1,41 m³
- Diameter = 38,00 in
- Panjang = 93,71 in
- Tebal *shell* = 0,1875 in
- Tebal *head* = 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

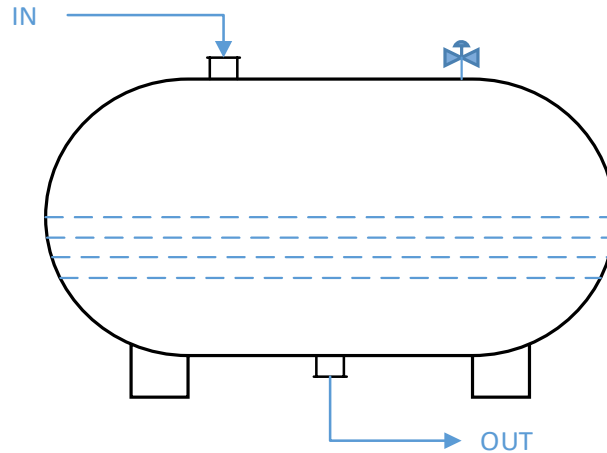
o Dimensi Pipa Input

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 3 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside Diameter* (ID) = 3,068 in

o Dimensi Pipa Output

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 3 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside Diameter* (ID) = 3,068 in

ACCUMULATOR (ACC - 02)



Tugas : Menampung hasil embunan berupa CH_3OH dan H_2O dari Condensor (CD - 01) sebelum diumpankan kembali kedalam Reaktor (R - 01) sebagai *recycle*.

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1,00 atm = 760 mmHg
- Suhu = 64,08 °C = 337,08 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	138,58	4.434,60	138,58	4.434,60
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,37	6,66	0,37	6,66
Total	138,95	4.441,26	138,95	4.441,26

2. Perancangan Waktu Tinggal

Berdasarkan Walas, S. M., 1999, " *Chemical Process Equipment Selection and Design* ", Ed. 13, diisyaratkan waktu tinggal berkisar antara 5 - 10 menit, maka :

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal } (t) &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,17 \text{ jam} \end{aligned}$$

3. Dimensi Alat

Menentukan Volume Umpan :

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
CH ₃ OH	4.434,60	749,98	5,91
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	899,25	0,00
H ₂ O	6,66	991,07	0,01
Total	4.441,26	2.640,30	5,92

Volume Perancangan :

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{kecepatan umpan} \times \text{waktu tinggal}}{60 \text{ menit}} \\ &= \frac{5,9197 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit}}{60 \text{ menit}} \\ &= 0,9866 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 120\% \times 0,99 \text{ m}^3 \\ &= 1,1839 \text{ m}^3 \\ &= 1.183,93 \text{ L} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter dan Panjang Accumulator :

Digunakan perbandingan D : L = 1 : 2

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^2 (2D)}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^3}{2} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{7 \pi D^3}{12} \\ D^3 &= \frac{12 V}{7 \pi} \\ &= \left(\frac{12 \times 1,18}{7 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ D &= 0,86 \text{ m} \\ &= 2,84 \text{ ft} \\ &= 34,04 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Standar} &= 36,00 \text{ in} \\ &= 0,91 \text{ m} \\ &= 3,00 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka panjang dekanter,

$$\begin{aligned} &= L : D \\ &= 2 : 1 \\ L &= 2D \\ &= 2 \times 0,91 \text{ m} \\ &= 1,83 \text{ m} \\ &= 6,00 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Shell (T_{Shell})

Digunakan baja Stainless Steel type SA 178 Grade C (Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 17,50 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,20 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal. 254 :

$$\begin{aligned} t_{Shell} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{17,64 \text{ psi} \times 17,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1535 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

5. Menentukan Tebal Head (T_{Head})

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 178 Grade C (Brownell & Young, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 17,50 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

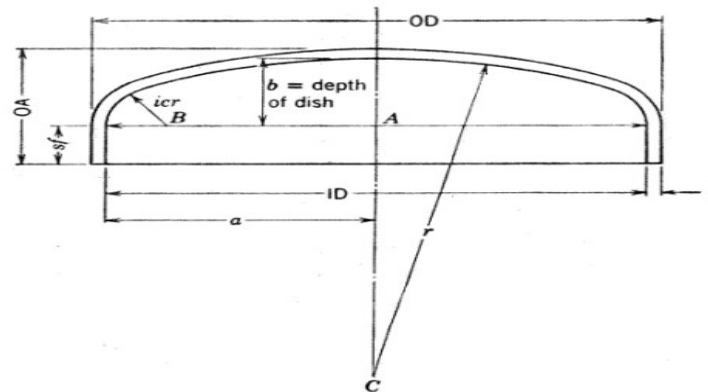
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,20 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal. 258 :

$$\begin{aligned} t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times ri}{f \times E - 0,1 \times P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 17,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,9 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1502 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal head standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

6. Menentukan Tinggi Head (H_{Head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 3/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30	2	30	2 1/8	34	2 1/4	36	2 3/8	36
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 3/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	2	↓	2 1/8	↓	34	↓	↓	↓
5/8	1 3/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	2	↓	2 1/8	↓	30	↓	↓	↓
3/4	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←
7/8	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←
1	3	←	3	←	3	←	3	←	3	←	3	←	3	←
1 1/8	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←
1 1/4	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←
1 3/8	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←
1 1/2	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←
1 5/8	4 7/8	←	4 7/8	←	4 7/8	←	4 7/8	←	4 7/8	←	4 7/8	←	4 7/8	←
1 3/4	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←
1 7/8	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←
2	6	←	6	←	6	←	6	←	6	←	6	←	6	←
2 1/4	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←
2 1/2	7 1/4	←	7 1/4	←	7 1/4	←	7 1/4	←	7 1/4	←	7 1/4	←	7 1/4	←
2 3/4	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←
3	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←

$OD = 36,00 \text{ in}$
 $r = 36,00 \text{ in}$
 $icr = 2,25 \text{ in}$

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (*sf*) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	9/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/8
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 3/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/8
9/16	1 1/2-3 1/2	1 3/8
5/8	1 1/2-3 1/2	1 3/8
3/4	1 1/2-4	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 3/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

$t_{head} = 0,1875 \text{ in}$
 $sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$
 maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,17 ft = 0,05 m

$a = \frac{ID}{2} = \frac{35,63}{2} = 17,81 \text{ in}$
 $AB = a - icr$
 $= 17,81 \text{ in} - 2,25 \text{ in}$
 $= 15,56 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 36,00 \text{ in} - 2,25 \text{ in} \\
 &= 33,75 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(33,75)^2 - (15,56)^2} \\
 &= 29,95 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 36,00 \text{ in} - 29,95 \text{ in} \\
 &= 6,05 \text{ in} \\
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 6,05 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\
 &= 8,240 \text{ in} \\
 &= 0,6866 \text{ ft} \\
 &= 0,2093 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Panjang Accumulator

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total (L)} &= L_{Shell} + 2 \times H_{Head} \\
 &= 1,83 + 2 \times 0,21 \\
 &= 2,25 \text{ m} \\
 &= 7,37 \text{ ft} \\
 &= 88,48 \text{ in}
 \end{aligned}$$

8. Perancangan Pipa Input dan Output

Dimensi Pipa Input :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	4.434,60	749,98	5,91
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	899,25	0,00
H ₂ O	6,66	991,07	0,01
Total	4.441,26	2.640,30	5,92

o Luas pipa masuk input :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa masuk} &= 0,3 \times L \\
 &= 0,3 \times 88,48 \text{ in} \\
 &= 26,54 \text{ in} \\
 &= 0,67 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ masuk} = 5,92 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{5,92 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0027 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0027 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0586 \text{ m} \\
 &= 2,3071 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

Nominal Pipe Size (NPS)	=	2,5 in
Schedule Number (Sch)	=	40
Outside Diameter (OD)	=	2,88 in
Inside Diameter (ID)	=	2,47 in

Dimensi Pipa Output :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	4.434,60	749,98	5,91
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	899,25	0,00
H ₂ O	6,66	991,07	0,01
Total	4.441,26	2.640,30	5,92

o Luas pipa masuk output :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa keluar} &= 0,5 \times L \\
 &= 0,5 \times 88,48 \text{ in} \\
 &= 44,24 \text{ in} \\
 &= 1,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ keluar} = 5,92 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{5,92 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0027 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0027 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0586 \text{ m} \\
 &= 2,3071 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

<i>Nominal Pipe Size</i> (NPS)	=	2,5 in
<i>Schedule Number</i> (Sch)	=	40
<i>Outside Diameter</i> (OD)	=	2,88 in
<i>Inside Diameter</i> (ID)	=	2,47 in

KESIMPULAN ACCUMULATOR (ACC - 02)

Tugas : Menampung hasil embunan berupa CH_3OH dan H_2O dari Condensor (CD - 01) sebelum diumpankan kembali kedalam Reaktor (R - 01) sebagai *recycle*.

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1,00 atm = 760 mmHg
- Suhu = 64,08 °C = 337,08 K

Dimensi Alat

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 178 Grade C
- Volume cairan = 0,99 m³
- Volume tangki = 1,18 m³
- Diameter = 36,00 in
- Panjang = 88,48 in
- Tebal *shell* = 0,1875 in
- Tebal *head* = 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

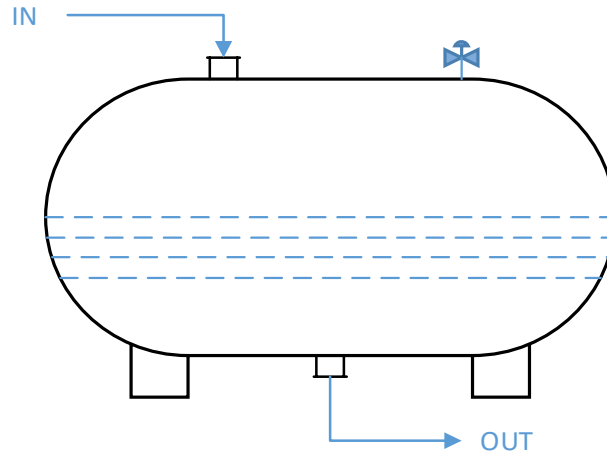
○ Dimensi Pipa Input

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 2,5 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 2,88 in
- *Inside Diameter* (ID) = 2,469 in

○ Dimensi Pipa Output

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 2,5 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 2,88 in
- *Inside Diameter* (ID) = 2,469 in

ACCUMULATOR (ACC - 03)



Tugas : Menampung hasil embunan berupa $C_4H_6O_2$, CH_3OH dan H_2O dari Condensor (CD - 02) sebelum diumpangkan menuju Tangki Penyimpanan Produk (T - 04).

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1,00 atm = 760 mmHg
- Suhu = 80,59 °C = 353,59 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	0,17	5,35	0,17	5,35
$C_4H_6O_2$	113,09	9.726,09	113,09	9.726,09
H_2O	2,42	43,52	2,42	43,52
Total	115,68	9.774,97	115,68	9.774,97

2. Perancangan Waktu Tinggal

Berdasarkan Walas, S. M., 1999, " *Chemical Process Equipment Selection and Design* ", Ed. 13, diisyaratkan waktu tinggal berkisar antara 5 - 10 menit, maka :

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal } (t) &= 10 \text{ menit} \\ &= 0,17 \text{ jam} \end{aligned}$$

3. Dimensi Alat

Menentukan Volume Umpan :

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)
CH ₃ OH	5,35	732,86	0,01
C ₄ H ₆ O ₂	9.726,09	876,91	11,09
H ₂ O	43,52	975,06	0,04
Total	9.774,97	2.584,84	11,14

Volume Perancangan :

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{kecepatan umpan} \times \text{waktu tinggal}}{60 \text{ menit}} \\ &= \frac{11,1432 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit}}{60 \text{ menit}} \\ &= 1,8572 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 120\% \times 1,86 \text{ m}^3 \\ &= 2,2286 \text{ m}^3 \\ &= 2.228,64 \text{ L} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter dan Panjang Accumulator :

Digunakan perbandingan D : L = 1 : 2

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi D^2 L}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^2 (2D)}{4} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{\pi D^3}{2} + \frac{\pi D^3}{12} \\ &= \frac{7 \pi D^3}{12} \\ D^3 &= \frac{12 V}{7 \pi} \\ &= \left(\frac{12 \times 2,23}{7 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ D &= 1,07 \text{ m} \\ &= 3,50 \text{ ft} \\ &= 42,03 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Standar} &= 42,00 \text{ in} \\ &= 1,07 \text{ m} \\ &= 3,50 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka panjang dekanter,

$$\begin{aligned} &= L : D \\ &= 2 : 1 \\ L &= 2D \\ &= 2 \times 1,07 \text{ m} \\ &= 2,13 \text{ m} \\ &= 7,00 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Shell (T_{Shell})

Digunakan baja Stainless Steel type SA 178 Grade C (Brownell & Young, 1959, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 20,50 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,20 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal. 254 :

$$\begin{aligned} t_{Shell} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \\ &= \frac{17,64 \text{ psi} \times 20,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,9 - 0,6 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1584 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal shell standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

5. Menentukan Tebal Head (T_{Head})

Jenis head yang dipakai adalah *torispherical dished head*, bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 178 Grade C (Brownell & Young, hal. 342)

$$\begin{aligned} f &= \text{Allowable stress} &= 12750 \text{ psi} & \text{(Appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} &= 0,85 & \text{(Tabel 13.2, Brownell \& Young)} \\ c &= \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} & \text{(Peters \& Timmerhaus)} \\ r_i &= \text{Jari-jari dekanter} &= 20,50 \text{ in} & \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

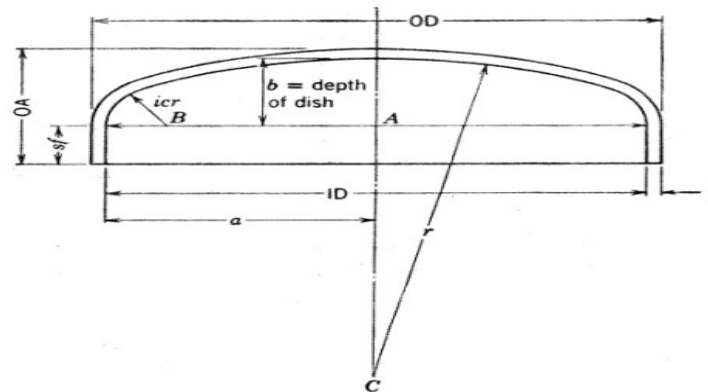
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1 \text{ atm} \times 1,2 \\ &= 1,20 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young, hal. 258 :

$$\begin{aligned} t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times ri}{f \times E - 0,1 \times P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 20,50 \text{ in}}{12750 \text{ psi} \times 0,9 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1545 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan tebal head standar yaitu $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell & Young)

6. Menentukan Tinggi Head (H_{Head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
	<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60				
1/4	3	40	3 1/8	42	3 1/2	48	4	54	4 1/2	60				
3/8	3 1/2	40	3 3/4	42	4	48	4 1/2	54	5	60				
1/2	4	40	4 1/4	42	4 1/2	48	5	54	5 1/2	60				
5/8	4 1/2	40	4 3/4	42	5	48	5 1/2	54	6	60				
3/4	5	40	5 1/4	42	5 1/2	48	6	54	6 1/2	60				
7/8	5 1/2	40	5 3/4	42	6	48	6 1/2	54	7	60				
1	6	40	6 1/4	42	6 1/2	48	7	54	7 1/2	60				
1 1/8	6 1/2	40	6 3/4	42	7	48	7 1/2	54	8	60				
1 1/4	7	40	7 1/4	42	7 1/2	48	8	54	8 1/2	60				
1 1/2	7 1/2	40	7 3/4	42	8	48	8 1/2	54	9	60				
1 3/4	8	40	8 1/4	42	8 1/2	48	9	54	9 1/2	60				
2	9	40	9 1/4	42	9	48	9 1/2	54	10	60				
2 1/4	10	40	10 1/4	42	10	48	10 1/2	54	11	60				
2 1/2	11	40	11 1/4	42	11	48	11 1/2	54	12	60				
2 3/4	12	40	12 1/4	42	12	48	12 1/2	54	13	60				
3	13	40	13 1/4	42	13	48	13 1/2	54	14	60				

$OD = 42,00 \text{ in}$
 $r = 42,00 \text{ in}$
 $icr = 2,63 \text{ in}$

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (*sf*) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads (Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 5/16
3/8	1 1/2-3	1 3/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/2
9/16	1 1/2-3 1/2	1 7/8
5/8	1 1/2-3 1/2	2 1/4
3/4	1 1/2-4	2 5/8
7/8	1 1/2-4	3
1	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 1/4	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 3/4
1 5/8	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

$t_{head} = 0,1875 \text{ in}$
 $sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$
 maka *sf* dipilih sebesar $= 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} = 0,05 \text{ m}$

$a = \frac{ID}{2} = \frac{41,63}{2} = 20,81 \text{ in}$
 $AB = a - icr$
 $= 20,81 \text{ in} - 2,63 \text{ in}$
 $= 18,19 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 42,00 \text{ in} - 2,63 \text{ in} \\
 &= 39,38 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(39,38)^2 - (18,19)^2} \\
 &= 34,92 \text{ in} \\
 b &= r - AC \\
 &= 42,00 \text{ in} - 34,92 \text{ in} \\
 &= 7,08 \text{ in} \\
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,1875 \text{ in} + 7,08 \text{ in} + 2,00 \text{ in} \\
 &= 9,265 \text{ in} \\
 &= 0,7721 \text{ ft} \\
 &= 0,2353 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Panjang Accumulator

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total (L)} &= L_{Shell} + 2 \times H_{Head} \\
 &= 2,13 + 2 \times 0,24 \\
 &= 2,60 \text{ m} \\
 &= 8,54 \text{ ft} \\
 &= 102,53 \text{ in}
 \end{aligned}$$

8. Perancangan Pipa Input dan Output

Dimensi Pipa Input :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	5,35	732,86	0,01
C ₄ H ₆ O ₂	9.726,09	876,91	11,09
H ₂ O	43,52	975,06	0,04
Total	9.774,97	2.584,84	11,14

o Luas pipa masuk input :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa masuk} &= 0,3 \times L \\
 &= 0,3 \times 102,53 \text{ in} \\
 &= 30,76 \text{ in} \\
 &= 0,78 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ masuk} = 11,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{11,14 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0051 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0051 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0804 \text{ m} \\
 &= 3,1653 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

Nominal Pipe Size (NPS)	=	4 in
Schedule Number (Sch)	=	40
Outside Diameter (OD)	=	4,50 in
Inside Diameter (ID)	=	4,03 in

Dimensi Pipa Output :

Komponen	Kg/jam	Kg/m ³	m ³ /jam
CH ₃ OH	5,35	732,86	0,01
C ₄ H ₆ O ₂	9.726,09	876,91	11,09
H ₂ O	43,52	975,06	0,04
Total	9.774,97	2.584,84	11,14

o Luas pipa masuk output :

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa keluar} &= 0,5 \times L \\
 &= 0,5 \times 102,53 \text{ in} \\
 &= 51,26 \text{ in} \\
 &= 1,30 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ keluar} = 11,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s.

$$\begin{aligned}
 A_{Pipa} &= \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{11,14 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,61 \text{ m/s}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,0051 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

o Diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 ID &= \left(\frac{4 \times A_{Pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0051 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0804 \text{ m} \\
 &= 3,1653 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

<i>Nominal Pipe Size</i> (NPS)	=	4	in
<i>Schedule Number</i> (Sch)	=	40	
<i>Outside Diameter</i> (OD)	=	4,50	in
<i>Inside Diameter</i> (ID)	=	4,03	in

KESIMPULAN ACCUMULATOR (ACC - 03)

Tugas : Menampung hasil embunan berupa $C_4H_6O_2$, CH_3OH dan H_2O dari Condensor (CD - 02) sebelum diumpankan menuju Tangki Penyimpanan Produk (T - 04).

Jenis : *Tangki Silinder Horizontal*

Kondisi Operasi

- Tekanan = 1,00 atm = 760 mmHg
- Suhu = 80,59 °C = 353,59 K

Dimensi Alat

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 178 Grade C
- Volume cairan = 1,86 m³
- Volume tangki = 2,23 m³
- Diameter = 42,00 in
- Panjang = 102,53 in
- Tebal *shell* = 0,1875 in
- Tebal *head* = 0,1875 in

Dimensi Pipa Input dan Output

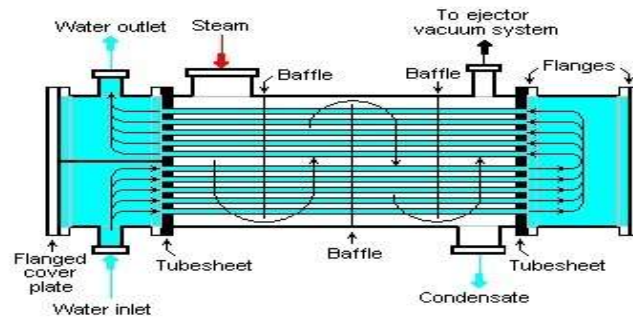
○ Dimensi Pipa Input

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 4 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 4,5 in
- *Inside Diameter* (ID) = 4,026 in

○ Dimensi Pipa Output

- *Nominal Pipe Size* (NPS) = 4 in
- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 4,50 in
- *Inside Diameter* (ID) = 4,026 in

CONDENSOR (CD - 01)



Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD - 01) dengan suhu $64,7628^{\circ}\text{C}$ dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar $1.396,04 \text{ Kg/jam}$

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = 1 atm = 760,00 mmHg
 - Suhu masuk = $64,76^{\circ}\text{C}$ = 337,76 K
 - Suhu keluar = $64,08^{\circ}\text{C}$ = 337,08 K

1. Neraca Massa

Komponen	V		L		D	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₃ OH	182,14	5.828,54	138,58	4.434,60	43,56	1.393,95
C ₄ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	0,49	8,76	0,37	6,66	0,12	2,09
Total	182,63	5.837,30	138,95	4.441,26	43,68	1.396,04

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = Q_1 + Q_2$$

$$Q_1 = m \times C_p (T_2 - T_1)$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Suhu fluida panas rerata didapatkan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 T_{Avg} &= \frac{T_2 - T_1}{\ln T_2/T_1} \\
 &= \frac{64,08 - 64,76}{\ln 64,08/64,76} \\
 &= 64,42 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 337,42 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Dari Yaws, 1999, Cp gas untuk tiap komponen :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	40,046	-3,8287,E-02	2,4529,E-04	-2,1679,E-07	5,9909,E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,222	4,0619,E-01	-2,8529,E-04	9,7153,E-08	-1,4073,E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12

Menghitung Kapasitas Panas Fasa Gas (C_{p_g})

Komponen	BM	Kmol/jam	C_{p_g}	$m \times C_{p_g} (T_1 - T_2)$
CH ₃ OH	32	182,14	32,63	5.943,18
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,00	75,11	0,00
H ₂ O	18	0,49	23,26	11,31
Total		182,63	131,00	5.954,49

Panas Pengembunan

$$Q_t = \sum V_i, HVAP_i$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$HVAP_i = \text{Panas laten pengembunan (kJ/mol)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, *Enthalpy of Vaporization* untuk tiap komponen :

$$T = 64,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 337,42 \text{ K}$$

Komponen	$HV = A \times (1 - T/T_c)^n$			$\Delta HVAP$
	A	Tc	n	
CH ₃ OH (l)	5,27E+01	5,13E+02	3,77E-01	35,17
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,68E+01	5,36E+02	3,47E-01	46,80
H ₂ O (l)	5,21E+01	6,47E+02	3,21E-01	52,05

Komponen	Kmol/jam	$\Delta HVAP$	$V \times \Delta HVAP$
CH ₃ OH (l)	182,14	35,17	6.406.284,83
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,00	46,80	0,00
H ₂ O (l)	0,49	52,05	25.320,75
Total	182,63	134,02	6.431.605,58

$$\begin{aligned}
 Qt &= \Sigma HVAP + Q_{sg} \\
 &= 6.431.605,58 \text{ kJ/jam} + 5.954,49 \text{ kJ/jam} \\
 &= 6.437.560,07 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

3. Media Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O)

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu air masuk } (t_1) &= 30,00 \text{ }^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air keluar } (t_2) &= 50,00 \text{ }^\circ\text{C} = 323,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air rerata } (t_{avg}) &= 40,00 \text{ }^\circ\text{C} = 313,00 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas panas } (C_p) &= 4,179 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,6654 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Rapat massa } (\rho) &= 1,0138 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Massa air yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 m_{air} &= \frac{Qt}{C_{p_{air}} (t_2 - t_1)} \\
 &= \frac{6.437.560,07 \text{ kJ/jam}}{4,179 \text{ kJ/kg.K} \times 323,00 - 303,00} \\
 &= 77.022,73 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

	Suhu atas (K)	Suhu bawah (K)
Fluida panas	337,76	337,08
Fluida dingin	323,00	303,00
ΔT	14,76	34,08

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\
 &= \frac{14,76 - 34,08}{\ln 14,76 / 34,08} = 23,09 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1 - P} \right)}{\ln \left(\frac{2 - P(2 - \sqrt{2})}{2 - P(2 + \sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0343$$

$$P = 0,5753$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0006$$

$$B = -0,8365$$

$$C = -0,9657$$

$$D = 1,9806$$

$$E = 0,8292$$

$$F = 0,8706$$

$$F_t = 0,9955$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times LMTD \\ &= 0,9955 \times 23,09 \text{ K} \\ &= 22,985 \text{ K} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Mc Graw Hill, 2008, hal. 797 didapatkan nilai U_d sebesar :

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U ($W/m^2 \cdot C$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Hot fluid = Light organic

Cold fluid = Water

Range U_d = 700 - 1000 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

Dipilih = 700 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

= 0,70 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_t}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{6.437.560,07 \text{ kJ/jam}}{0,70 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 22,985 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 111,14 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876			0.403
	16	0.065	0.370	0.1076			0.329
	18	0.049	0.402	0.127			0.258
	20	0.035	0.430	0.145			0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204			0.884
	12	0.109	0.532	0.223			0.817
	13	0.095	0.560	0.247			0.727
	14	0.083	0.584	0.268			0.647
	15	0.072	0.606	0.289			0.571
	16	0.065	0.620	0.302			0.520
	17	0.058	0.634	0.314			0.469
	18	0.049	0.652	0.334			0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,62 in = 0,0157 m

Luas permukaan (a") = π × OD
 = 3,14 × 0,0191 m
 = 0,0598 m²/m

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

Maka dipilih panjang tabung (L) = 16 ft = 4,88 m

Jumlah tabung yang diperlukan (nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$
 = $\frac{111,14 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}}$
 = 380,98 tube

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
 Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13½	127	114	96	90	86	13½	109	106	86	82	74
15½	170	160	140	136	128	15½	151	138	122	118	110
17½	239	224	194	188	178	17½	203	196	178	172	166
19½	301	282	252	244	234	19½	262	250	226	216	210
21½	361	342	314	306	290	21½	316	302	278	272	260
23½	442	420	386	378	364	23½	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID *shell* = 23,25 in = 0,59 m = 1,94 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a" = 0,06 m²/m
- Nt = 420 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 15/16 in = 0,0238 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\
 &= \frac{4((0,5 \times 0,0238m) \times (0,886 \times 0,0238m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \\
 &= 0,0138 \text{ m} \\
 &= 0,5428 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 420 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\
 &= 122,52 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{6.437.560,07 \text{ kJ/jam}}{122,52 \text{ m}^2 \times 22,985 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 0,635 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned}
 at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\
 &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2 \\
 at &= \frac{nt \times at'}{np} \\
 &= \frac{420 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0409 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\
 &= \frac{77.022,73 \text{ kg/jam}}{0,0409 \text{ m}^2} \\
 &= 523,33 \text{ Kg/m}^2.\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho_{air}} \\
 &= \frac{523,33 \text{ Kg/m}^2.\text{s}}{1.013,78 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,5162 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 523,33}{0,0007} \\
 &= 12.385,73
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times t_{avg})) \times V_{Lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times 40)) \times 0,5162^{0,8}}{0,0157^{0,2}} \\
 &= 12,20 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 12,20 \times \frac{0,0157}{0,0191} \\
 &= 10,09 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,5906 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,1181 \text{ m} \\
 Pitch &= 0,0238 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clarence

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,59 \text{ m} \times 0,1181 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0139 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{5.837,30 \text{ kg/jam}}{0,0139 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 116,23 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}} \\
 &= \frac{5.837,30 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 56,083 \times 3600} \\
 &= 0,0059 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{kf^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi ho

Dicoba :

$$ho = 17,35 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$T_{Avg} = 337,42 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 313,00 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_{Avg} + \frac{ho}{h_{io} + ho} (T_{Avg} - t_{Avg}) \\
 &= 313,00 + \frac{17,35}{10,09 + 17,35} (337,42 - 313,00) \\
 &= 328,44 \text{ K} \\
 t_f &= \frac{328,44 + 337,42}{2} \\
 &= 332,93 \text{ K} \\
 &= 59,93 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	3,58E-04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	2,99E-04
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	4,69E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	512,58	754,15
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	536,00	904,73
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	647,13	995,03

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K_{gas}
CH ₃ OH (l)	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	1,8729E-02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,2598E-02
H ₂ O (l)	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,1701E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu t_f

Komponen	X_i	$X_i \times K_{gas}$	$X_i \times \mu$	$X_i \times \rho$
CH ₃ OH (l)	0,997	0,0187	0,000357	752,14
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,000	0,0000	0,000000	0,00
H ₂ O (l)	0,003	0,0001	0,000001	2,65
	1,000	0,0187	0,000358	754,79

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0059}{0,000358} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000358}{0,0187^3 \times 754,79^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 17,35 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi h_o benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{10,09 \times 17,35}{10,09 + 17,35} \\
 &= 6,38 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,63} - \frac{1}{6,38} \\
 &= 1,42 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$R_{d_{min}} = 0,564 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{20,40} \\ &= 0,0075 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 523,33 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 1.153,75 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 385.871,45 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0138 \text{ m} \\ &= 0,0452 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0075 \times 385.871,45^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0452} \\ &= 7,59 \text{ Psi} \\ &= 0,52 \text{ atm} \end{aligned}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\begin{aligned} V_T &= 0,52 \text{ m/s} \\ &= 1,69 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times Vt^2 \times pass}{2 \times g \times s}$$

$$= \frac{4 \times 1,69^2 \times 2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,36 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 7,59 + 0,36 = 7,95 \text{ Psi}$$

$\Delta P_T \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_T < \Delta P_T \text{ max}$, maka perancangan diterima

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell didapatkan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Jumlah Baffle

$$\begin{aligned} (N + 1) &= L : B \\ &= 4,88 : 0,1181 \\ &= 41,29 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times Gs}{\mu f} \\ &= \frac{0,0138 \times 116,23}{0,000358} \\ &= 4.472,26 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{34,14} \\ &= 0,0112 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gs &= 116,23 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 256,25 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 85.704,22 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ De &= 0,0138 \text{ m} \\ &= 0,0452 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0112 \times 85.704,22^2 \times 1,94 \times 41,29}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0452} \\ &= 1,40 \text{ Psi} \\ &= 0,10 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka perancangan diterima

KESIMPULAN CONDENSOR (CD - 01)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD - 01) dengan suhu 64,7628°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar 1.396,04 Kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760,00 mmHg
- Suhu masuk (T_1) = 64,76 °C = 337,76 K
- Suhu keluar (T_2) = 64,08 °C = 337,08 K

Beban panas (Qt) = 6.437.560,07 kJ/jam

Luas transfer panas (A) = 122,52 m² = 1.319 ft²

Media Pendingin :

- Jenis = Air
- Suhu air masuk (t_1) = 30,00 °C = 303,00 K
- Suhu air keluar (t_2) = 50,00 °C = 323,00 K
- Massa pendingin = 77.022,73 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = 6,38 kJ/m².s.K
- Ud = 0,63 kJ/m².s.K
- ho = 17,35 kJ/m².s.K
- hio = 10,09 kJ/m².s.K
- Rd = 1,42 m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = 0,56 m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- $OD\ tube$ = 0,75 in
- $ID\ tube$ = 0,62 in
- Nt = 420 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = 15/16 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$ = 23,25 in
- Pass = 1

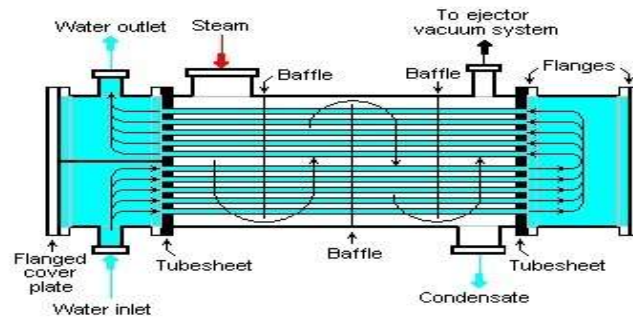
Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= 7,59 \text{ Psi} = 0,52 \text{ atm} \\ - \Delta P_r &= 0,36 \text{ Psi} = 0,02 \text{ atm} \\ - \Delta P_{T \text{ Total}} &= 7,95 \text{ Psi} = 0,54 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell

$$- \Delta P_s = 1,40 \text{ Psi} = 0,10 \text{ atm}$$

CONDENSOR (CD - 02)



Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 2 (MD - 02) dengan suhu 81,28°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar 3.787,88 Kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = 1 atm = 760,00 mmHg
 - Suhu masuk = 81,28 °C = 354,28 K
 - Suhu keluar = 80,59 °C = 353,59 K

1. Neraca Massa

Komponen	V		L		D	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH ₃ OH	0,23	7,42	0,17	5,35	0,06	2,07
C ₄ H ₆ O ₂	156,92	13.495,03	113,09	9.726,09	43,82	3.768,94
H ₂ O	3,36	60,39	2,42	43,52	0,94	16,87
Total	160,51	13.562,85	115,68	9.774,97	44,83	3.787,88

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = Q_1 + Q_2$$

$$Q_1 = m \times C_p (T_2 - T_1)$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Suhu fluida panas rerata didapatkan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 T_{Avg} &= \frac{T_2 - T_1}{\ln T_2/T_1} \\
 &= \frac{80,59 - 81,28}{\ln 80,58/81,28} \\
 &= 80,93 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 353,93 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Dari Yaws, 1999, Cp gas untuk tiap komponen :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
CH ₃ OH	40,046	-3,8287,E-02	2,4529,E-04	-2,1679,E-07	5,9909,E-11
C ₄ H ₆ O ₂	1,222	4,0619,E-01	-2,8529,E-04	9,7153,E-08	-1,4073,E-11
H ₂ O	33,933	-8,4186,E-03	2,9906,E-05	-1,7825,E-08	3,6934,E-12

Menghitung Kapasitas Panas Fasa Gas (C_{p_g})

Komponen	BM	Kmol/jam	C_{p_g}	$m \times C_{p_g} (T_1 - T_2)$
CH ₃ OH	32	0,23	33,35	7,74
C ₄ H ₆ O ₂	86	156,92	77,85	12.216,07
H ₂ O	18	3,36	23,33	78,28
Total		160,51	134,53	12.302,09

Panas Pengembunan

$$Q_t = \sum V_i, HVAP_i$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$HVAP_i = \text{Panas laten pengembunan (kJ/mol)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, *Enthalpy of Vaporization* untuk tiap komponen :

$$T = 80,93 \text{ } ^\circ\text{C} = 353,93 \text{ K}$$

Komponen	$HV = A \times (1 - T/T_c)^n$			$\Delta HVAP$
	A	Tc	n	
CH ₃ OH (l)	5,27E+01	5,13E+02	3,77E-01	33,88
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,68E+01	5,36E+02	3,47E-01	46,80
H ₂ O (l)	5,21E+01	6,47E+02	3,21E-01	52,05

Komponen	Kmol/jam	$\Delta HVAP$	$V \times \Delta HVAP$
CH ₃ OH (l)	0,23	33,88	7.859,82
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	156,92	46,80	7.343.807,57
H ₂ O (l)	3,36	52,05	174.641,40
Total	160,51	132,74	7.526.308,79

$$\begin{aligned}
 Qt &= \Sigma HVAP + Q_{sg} \\
 &= 7.526.308,79 \text{ kJ/jam} + 12.302,09 \text{ kJ/jam} \\
 &= 7.538.610,88 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

3. Media Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O)

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu air masuk } (t_1) &= 30,00 \text{ }^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air keluar } (t_2) &= 50,00 \text{ }^\circ\text{C} = 323,00 \text{ K} \\
 \text{Suhu air rerata } (t_{avg}) &= 40,00 \text{ }^\circ\text{C} = 313,00 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas panas } (C_p) &= 4,179 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0,6654 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Rapat massa } (\rho) &= 1,0138 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Massa air yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 m_{air} &= \frac{Qt}{C_{p_{air}} (t_2 - t_1)} \\
 &= \frac{7.538.610,88 \text{ kJ/jam}}{4,179 \text{ kJ/kg.K} \times 323,00 - 303,00} \\
 &= 90.196,35 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

	Suhu atas (K)	Suhu bawah (K)
Fluida panas	354,28	353,59
Fluida dingin	323,00	303,00
ΔT	31,28	50,59

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\
 &= \frac{31,28 - 50,59}{\ln 31,28 / 50,59} = 40,16 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1 - P} \right)}{\ln \left(\frac{2 - P(2 - \sqrt{2})}{2 - P(2 + \sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0343$$

$$P = 0,3900$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0006$$

$$B = -0,4809$$

$$C = -0,9657$$

$$D = 1,9868$$

$$E = 1,2063$$

$$F = 0,4990$$

$$F_t = 0,9986$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times LMTD \\ &= 0,9986 \times 40,16 \text{ K} \\ &= 40,104 \text{ K} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Mc Graw Hill, 2008, hal. 797 didapatkan nilai Ud sebesar :

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Hot fluid = Light organic

Cold fluid = Water

Range Ud = 700 - 1000 J/m².s.K

Dipilih = 700 J/m².s.K

= 0,70 kJ/m².s.K

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_t}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{7.538.610,88 \text{ kJ/jam}}{0,70 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \times 40,104 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 74,59 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor > 10 m², maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.055	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17	0.058	0.884	0.613	0.2314	0.639		
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		

Dipilih 1 in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 1,00 in = 0,0254 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,87 in = 0,0221 m

Luas permukaan (a") = π × OD
 = 3,14 × 0,0254 m
 = 0,0798 m²/m

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

Maka dipilih panjang tabung (L) = 16 ft = 4,88 m

Jumlah tabung yang diperlukan (nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$
 = $\frac{74,59 \text{ m}^2}{0,0798 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m}}$
 = 191,78 tube

1 in. OD tubes on 1¼-in. triangular pitch						1¼ in. OD tubes on 1⅞-in. triangular pitch					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13¼	38	36	32	28	26
13¼	68	66	58	54	50	15¼	54	51	45	42	38
15¼	91	86	80	74	72	17¼	69	66	62	58	54
17¼	131	118	106	104	94	19¼	95	91	86	78	69
19¼	163	152	140	136	128	21¼	117	112	105	101	95
21¼	199	188	170	164	160	23¼	140	136	130	123	117
23¼	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID *shell* = 23,25 in = 0,59 m = 1,94 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 1 in
- ID = 0,87 in
- a" = 0,08 m²/m
- Nt = 232 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 1,25 in = 0,0318 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\
 &= \frac{4((0,5 \times 0,0318 \text{ m}) \times (0,886 \times 0,0318 \text{ m}) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0254 \text{ m}^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0254} \\
 &= 0,0184 \text{ m} \\
 &= 0,7237 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 232 \times 0,08 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\
 &= 90,24 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{7.538.610,88 \text{ kJ/jam}}{90,24 \text{ m}^2 \times 40,10 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 0,58 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned}
 at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\
 &= 3,14 \frac{0,0005}{4} \\
 &= 0,0004 \text{ m}^2 \\
 at &= \frac{nt \times at'}{np} \\
 &= \frac{232 \times 0,0004 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0445 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\
 &= \frac{90.196,35 \text{ kg/jam}}{0,0445 \text{ m}^2} \\
 &= 563,4 \text{ Kg/m}^2.\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho \text{ air}} \\
 &= \frac{563,45 \text{ Kg/m}^2.\text{s}}{1.013,78 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,5558 \text{ m / s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0221 \times 563,4}{0,0007} \\
 &= 18.712,22
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times t_{avg})) \times V_{Lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times 40)) \times 0,5558^{0,8}}{0,0221^{0,2}} \\
 &= 12,10 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 12,10 \times \frac{0,0221}{0,0254} \\
 &= 10,53 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,59 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,1181 \text{ m} \\
 Pitch &= 0,0318 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clarence

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0318 \text{ m} - 0,0254 \text{ m} \\
 &= 0,0064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,59 \text{ m} \times 0,1181 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0318 \text{ m}} \\
 &= 0,0139 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{13.562,85 \text{ kg/jam}}{0,0139 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 270,07 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}} \\
 &= \frac{13.562,85 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 37,757 \times 3600} \\
 &= 0,0205 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{kf^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi ho

Dicoba :

$$ho = 9,22 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$T_{Avg} = 353,93 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 313,00 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 tw &= t_{Avg} + \frac{ho}{h_{io} + ho} (T_{Avg} - t_{Avg}) \\
 &= 313,00 + \frac{9,22}{10,53 + 9,22} (353,93 - 313,00) \\
 &= 332,11 \text{ K} \\
 tf &= \frac{332,11 + 353,93}{2} \\
 &= 343,02 \text{ K} \\
 &= 70,02 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	3,22E-04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	2,73E-04
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	4,03E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	512,58	743,92
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	536,00	891,30
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	647,13	985,35

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K_{gas}
CH ₃ OH (l)	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	1,9682E-02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,3244E-02
H ₂ O (l)	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,2514E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu t_f

Komponen	X_i	$X_i \times K_{gas}$	$X_i \times \mu$	$X_i \times \rho$
CH ₃ OH (l)	0,001	0,0000	0,000000	1,08
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,978	0,0129	0,000267	871,38
H ₂ O (l)	0,021	0,0005	0,000008	20,60
	1,000	0,0134	0,000275	893,05

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0205}{0,000275} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000275}{0,0134^3 \times 893,05^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 9,22 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi h_o benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{10,53 \times 9,22}{10,53 + 9,22} \\
 &= 4,91 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,58} - \frac{1}{4,91} \\
 &= 1,52 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$R_{d_{min}} = 0,564 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{23,29} \\ &= 0,0068 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 563,45 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 1.242,19 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 415.450,1 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0184 \text{ m} \\ &= 0,0603 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0068 \times 415.450,1^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0603} \\ &= 5,94 \text{ Psi} \\ &= 0,40 \text{ atm} \end{aligned}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\begin{aligned} V_T &= 0,56 \text{ m/s} \\ &= 1,82 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times Vt^2 \times pass}{2 \times g \times s}$$

$$= \frac{4 \times 1,82^2 \times 2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,41 \text{ Psi}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 5,94 + 0,41 = 6,35 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$\Delta P_T \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_T < \Delta P_T \text{ max}$, maka perancangan diterima

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell didapatkan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Jumlah Baffle

$$\begin{aligned} (N + 1) &= L : B \\ &= 4,88 : 0,1181 \\ &= 41,29 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times Gs}{\mu f} \\ &= \frac{0,0184 \times 270,07}{0,000275} \\ &= 18.024,82 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{61,30} \\ &= 0,0078 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gs &= 270,07 \text{ Kg/m}^2 \cdot s \\ &= 595,40 \text{ lb/m}^2 \cdot s \\ &= 199.131,95 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ De &= 0,0184 \text{ m} \\ &= 0,0603 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0078 \times 199,131,95^2 \times 1,94 \times 41,29}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0603} \\ &= 3,93 \text{ Psi} \\ &= 0,27 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka perancangan diterima

KESIMPULAN CONDENSOR (CD - 02)

- Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 2 (MD - 02) dengan suhu 81,28°C dengan media pendingin air dari suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan sebesar 3.787,88 Kg/jam
- Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760,00 mmHg
- Suhu masuk (T_1) = 81,28 °C = 354,28 K
- Suhu keluar (T_2) = 80,59 °C = 353,59 K

- Beban panas (Qt) = 7.538.610,88 kJ/jam
- Luas transfer panas (A) = 90,24 m² = 971 ft²

Media Pendingin :

- Jenis = Air
- Suhu air masuk (t_1) = 30,00 °C = 303,00 K
- Suhu air keluar (t_2) = 50,00 °C = 323,00 K
- Massa pendingin = 90.196,35 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = 4,915 kJ/m².s.K
- Ud = 0,579 kJ/m².s.K
- ho = 9,220 kJ/m².s.K
- hio = 10,526 kJ/m².s.K
- Rd = 1,525 m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = 0,564 m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- $OD\ tube$ = 1 in
- $ID\ tube$ = 0,87 in
- Nt = 232 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = 1,25 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$ = 23,25 in
- Pass = 1

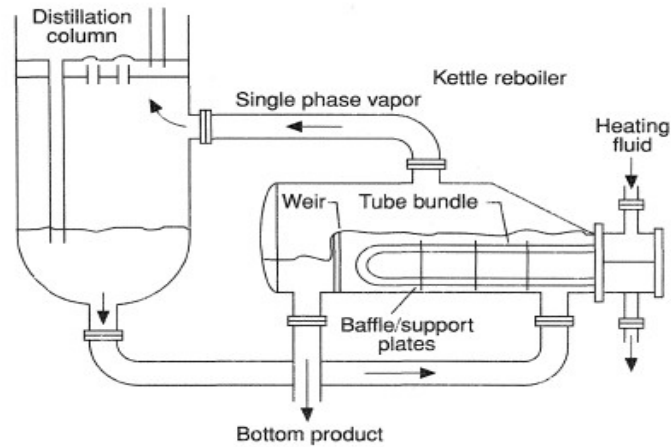
Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= 5,94 \text{ Psi} = 0,40 \text{ atm} \\ - \Delta P_r &= 0,41 \text{ Psi} = 0,03 \text{ atm} \\ - \Delta P_{T \text{ Total}} &= 6,35 \text{ Psi} = 0,43 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell

$$- \Delta P_S = 3,93 \text{ Psi} = 0,27 \text{ atm}$$

REBOILER (RB - 01)



Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD - 01) menuju masukan uap Menara Distilasi (MD - 01) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh.

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

1. Neraca Massa

Komponen	Fluida Masuk		Fluida Keluar			
			Uap		Cairan	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	0,20	6,38	0,13	4,29	0,07	2,09
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	134,26	11.546,78	90,22	7.758,90	44,05	3.787,88
H_2O	137,32	2.471,81	92,27	1.660,94	45,05	810,87
Total	271,79	14.024,98	182,63	9.424,14	89,16	4.600,84

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Keterangan :

Q_t = Beban panas total (kJ/jam)

Q_s = Beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_v = Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

Beban Panas Untuk Menaikan Suhu (Q_s)

$$Q_s = \sum L_{Massa} \times Cp_L (T_2 - T_1)$$

Keterangan :

 L_{Massa} = Kecepatan masing-masing komponen cairan masuk reboiler (kmol/jam) Cp_L = Kapasitas panas masing-masing komponen (kJ/kmol.K) t_1 = Suhu fluida masuk (K) t_2 = Suhu fluida keluar (K)Menghitung Cp_L :

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
C ₄ H ₆ O ₂	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

Kondisi suhu :

$$t_1 = 373,08 \text{ K} = 100,08 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 375,09 \text{ K} = 102,09 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	BM	Kmol/jam	Cp_L	$m \times Cp(t_2 - t_1)$
CH ₃ OH	32	0,20	178,3105	35,57
C ₄ H ₆ O ₂	86	134,26	354,8187	47.639,70
H ₂ O	18	137,32	151,9110	20.860,85
Total		271,79	685,0402	68.536,12
Q_s				68.536,12

Beban Panas Penguapan (Q_v)

$$Q_v = \sum V_{Massa} \times HVAP$$

Keterangan :

 V_{Massa} = Kecepatan masing-masing komponen cairan fasa uap (kmol/jam) $HVAP$ = Panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/mol)

Suhu Dingin Panas Rerata

$$t_{Avg} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{t_2}{t_1}}$$

$$= \frac{375,09 - 373,08}{\ln \frac{375,09}{373,08}} = 374,09 \text{ K}$$

Data Konstanta Panas Penguapan : Enthalpy of Vaporization (Yaws, 1999, hal 107)

Komponen	$HV = A \times (1-T/Tc)^n$		
	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	5,27E+01	5,13E+02	3,77E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,68E+01	5,36E+02	3,47E-01
H ₂ O(l)	5,21E+01	6,47E+02	3,21E-01

Komponen	V	$\Delta HVAP$	$V \times \Delta HVAP$
CH ₃ OH (l)	0,13	32,19	4.315,01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	90,22	30,89	2.787.073,74
H ₂ O (l)	92,27	39,46	3.641.076,58
Total	182,63	102,54	6.432.465,33
Q_v			6.432.465,33

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 68.536,12 \text{ kJ/jam} + 6.432.465,33 \text{ kJ/jam} \\ &= 6.501.001,45 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\begin{aligned} \text{Tekanan} &= 1,96 \text{ atm} \\ \text{Suhu masuk } (T_1) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar } (T_2) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \\ \text{Suhu rerata } (T_{Avg}) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} \text{Panas laten } (\lambda_{laten}) &= 2202,1 \text{ kJ/kg} \\ \text{Viskositas } steam (\mu_{steam}) &= 0,0002374 \text{ kg/m.s} \\ \text{Densitas } steam (\rho_{steam}) &= 1,1208 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} M_{Steam} &= \frac{Q_t}{\lambda} \\ &= \frac{6.501.001,45 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 2.952,18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393	393
Fluida Dingin	373,08	375,09
ΔT	19,92	17,91

$$\begin{aligned} \Delta LMTD &= \frac{19,92 - 17,91}{\ln (19,92 - 17,91)} \\ &= 18,89 \text{ K} \end{aligned}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor efektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1-P}{1-RP} \right)}{(R-1) \ln \left(\frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1-P} \right)}{\ln \left(\frac{2-P(2-\sqrt{2})}{2-P(2+\sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0000$$

$$P = 0,1009$$

Maka nilai FT :

$$\begin{aligned}
 A &= 1,0000 \\
 B &= -0,1064 \\
 C &= -1,0000 \\
 D &= 2,0000 \\
 E &= 1,7981 \\
 F &= 0,1064 \\
 Ft &= 1,0000
 \end{aligned}$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= Ft \times LMTD \\
 &= 1,00 \times 18,89 \text{ K} \\
 &= 18,89 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design ", Mc Graw Hill, 2008, hal. 797 didapatkan nilai Ud sebesar :

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

$$\begin{aligned}
 \text{Hot fluid} &= \text{Steam} \\
 \text{Cold fluid} &= \text{Aqueous Solutions} \\
 \text{Range Ud} &= 1000 - 1500 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 \text{Dipilih} &= 1100 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 &= 1,10 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_t}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{6.501.001,45 \text{ kJ/jam}}{1,10 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 18,89 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 86,89 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thick-ness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung (ID)} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan (a'')} &= \pi \times \text{OD} \\
 &= 3,14 \times 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}
 \end{aligned}$$

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

$$\text{Maka dipilih panjang tabung (L)} = 16 \text{ ft} = 4,88 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tabung yang diperlukan (nt)} &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{86,89 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}} \\ &= 297,85 \text{ tube} \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{3}{8}$ -in. triangular pitch						$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86	13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128	15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178	17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234	19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290	21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364	23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	498	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID shell = 21,25 in = 0,54 m = 1,77 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a'' = 0,06 m²/m
- Nt = 302 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 1 in = 0,0254 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\ &= \frac{4((0,5 \times 0,0254m) \times (0,886 \times 0,0254m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \end{aligned}$$

$$= 0,0183 \text{ m}$$

$$= 0,7209 \text{ in}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned} A &= nt \times a'' \times L \\ &= 302 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\ &= 88,098 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (U_d terkoreksi)

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q_t}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{6.501.001,45 \text{ kJ/jam}}{88,098 \text{ m}^2 \times 18,894 \text{ K} \times 3600} \\ &= 1,0849 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned} at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\ &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \\ at &= \frac{nt \times at'}{np} \\ &= \frac{302 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\ &= 0,0294 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{\text{Kecepatan massa steam}}{at} \\ &= \frac{2.952,18 \text{ kg/jam}}{0,0294 \text{ m}^2} \\ &= 27,90 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho_{steam}} \\
 &= \frac{27,90 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}}{1,12 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 24,89 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 27,90}{0,0002} \\
 &= 1.850,50
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{1500 \times L \times 4,12}{3600} \\
 &= \frac{1500 \times 4,88 \times 4,12}{3600} \\
 &= 8,37 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,54 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,1080 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clarence

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,54 \text{ m} \times 0,1080 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\
 &= 0,0146 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{4.600,84 \text{ kg/jam}}{0,0146 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 87,74 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}} \\
 &= \frac{4.600,84 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 45,013 \times 3600} \\
 &= 0,0058 \text{ kg/m} \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f}{kf^3 \times \rho_f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi ho

Dicoba :

$$\begin{aligned}
 ho &= 18,15 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 T_{Avg} &= 393,00 \text{ K} \\
 t_{Avg} &= 374,09 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_{Avg} + \frac{ho}{h_{io} + ho} (T_{Avg} - t_{Avg}) \\
 &= 374,09 + \frac{18,15}{8,37 + 18,15} (393,00 - 374,09) \\
 &= 387,03 \text{ K} \\
 t_f &= \frac{387,03 + 393,00}{2} \\
 &= 390,01 \text{ K} = 117,01 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	2,04E-04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	1,90E-04
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,36E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	691,33
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	824,31
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	938,36

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K _{gas}
CH ₃ OH (l)	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	2,4468E-02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,6279E-02
H ₂ O (l)	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,6434E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu *tf*

Komponen	Xi	Xi × K _{gas}	Xi × μ	Xi × ρ
CH ₃ OH (l)	0,000	0,0000	0,000000	0,31
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,823	0,0134	0,000156	678,65
H ₂ O (l)	0,176	0,0047	0,000042	165,38
Total	1,000	0,0181	0,000198	844,35

$$\begin{aligned}
 ho &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0058}{0,000198} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000198}{0,0181^3 \times 844,35^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 18,15 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi *ho* benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 Uc &= \frac{hio \times ho}{hio + ho} \\
 &= \frac{8,37 \times 18,15}{8,37 + 18,15} \\
 &= 5,73 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc} = \frac{1}{1,08} - \frac{1}{5,73} \\
 &= 0,75 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$Rd_{min \text{ steam}} = 0,30 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

$$Rd_{min \text{ organik}} = 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

$$Rd_{min \text{ total}} = 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $Rd > Rd_{min}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times \text{pass}}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De \times s}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{11,11} \\ &= 0,0127 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 27,90 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 61,50 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 20.568,82 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$De = 0,0183 \text{ m}$$

$$= 0,0601 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0127 \times 20.568,82^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0601 \times 1} \\ &= 0,0273 \text{ Psi} \\ &= 0,0019 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t \text{ max} &= 0,5 \times \text{tekanan terukur} \quad (\text{Towler \& Sinnot, Hal. 82}) \\ &= 0,5 \times 1,96 \\ &= 0,98 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_t \text{ allowable} < \Delta P_t \text{ max}$, maka perancangan tube dapat diterima.

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell diabaikan karena cairan menggenang (Pool Boiling)

KESIMPULAN REBOILER (RB - 01)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD - 01) menuju masukan uap Menara Distilasi (MD - 01) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh.

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 1,47 atm = 1.118 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = 100,08 °C = 373,08 K
- Suhu keluar (t_2) = 102,09 °C = 375,09 K

Beban panas (Qt) = 6.501.001,45 kJ/jam

Luas transfer panas (A) = 88,10 m² = 948 ft²

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = 120,00 °C = 393,00 K
- Suhu air keluar (T_2) = 120,00 °C = 393,00 K
- Massa steam = 2.952,18 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = 5,73 kJ/m².s.K
- Ud = 1,08 kJ/m².s.K
- ho = 18,15 kJ/m².s.K
- hio = 8,37 kJ/m².s.K
- Rd = 0,75 m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = 0,50 m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- $OD\ tube$ = 0,75 in
- $ID\ tube$ = 0,62 in
- Nt = 302 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = 1 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$ = 21,25 in
- Pass = 1

Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

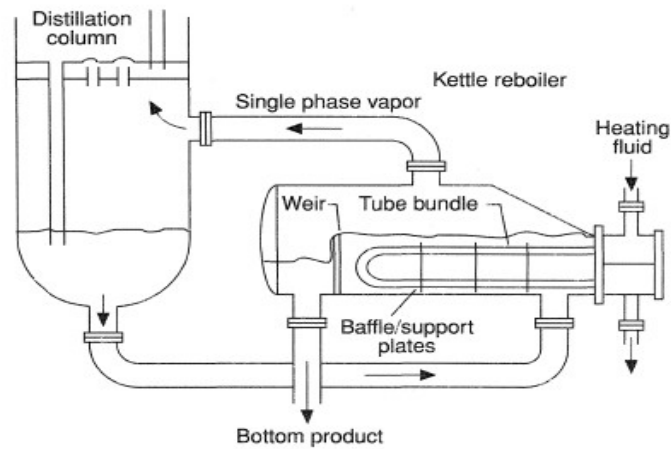
$$- \Delta P_t = 0,03 \text{ Psi} = 0,00 \text{ atm}$$

$$- \Delta P_{t \max} = 14,40 \text{ Psi} = 0,98 \text{ atm}$$

Shell

$$- \Delta P_{S \max} = 14,40 \text{ Psi} = 0,98 \text{ atm}$$

REBOILER (RB - 02)



Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD - 02) menuju masukan uap Menara Distilasi (MD - 02) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh.

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

1. Neraca Massa

Komponen	Fluida Masuk		Fluida Keluar			
			Uap		Cairan	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	0,00	0,10	0,00	0,08	0,00	0,02
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	1,02	87,51	0,80	68,57	0,22	18,94
H_2O	203,82	3.668,72	159,71	2.874,71	44,11	794,00
Total	204,84	3.756,32	160,51	2.943,36	44,33	812,96

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Keterangan :

Q_t = Beban panas total (kJ/jam)

Q_s = Beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)

Q_v = Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

Beban Panas Untuk Menaikan Suhu (Q_s)

$$Q_s = \sum L_{Massa} \times Cp_L (T_2 - T_1)$$

Keterangan :

 L_{Massa} = Kecepatan masing-masing komponen cairan masuk reboiler (kmol/jam) Cp_L = Kapasitas panas masing-masing komponen (kJ/kmol.K) t_1 = Suhu fluida masuk (K) t_2 = Suhu fluida keluar (K)Menghitung Cp_L :

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen

Komponen	$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
C ₄ H ₆ O ₂	5,41E+01	8,04E-01	-2,51E-03	3,32E-06
H ₂ O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

Kondisi suhu :

$$t_1 = 381,84 \text{ K} = 108,84 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 382,20 \text{ K} = 109,20 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	BM	Kmol/jam	Cp_L	$m \times Cp(t_2 - t_1)$
CH ₃ OH	32	0,00	32,1416	0,10
C ₄ H ₆ O ₂	86	1,02	63,9842	65,11
H ₂ O	18	203,82	27,0851	5.520,42
Total		204,84	123,2109	5.585,62
Q_s				5.585,62

Beban Panas Penguapan (Q_v)

$$Q_v = \sum V_{Massa} \times HVAP$$

Keterangan :

 V_{Massa} = Kecepatan masing-masing komponen cairan fasa uap (kmol/jam) $HVAP$ = Panas laten penguapan masing-masing komponen (kJ/mol)

Suhu Dingin Panas Rerata

$$t_{Avg} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{t_2}{t_1}}$$

$$= \frac{382,2 - 381,84}{\ln \frac{382,2}{381,84}} = 382,02 \text{ K}$$

Data Konstanta Panas Penguapan : Enthalpy of Vaporization (Yaws, 1999, hal 107)

Komponen	$HV = A \times (1-T/Tc)^n$		
	A	Tc	n
CH ₃ OH (l)	5,27E+01	5,13E+02	3,77E-01
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	4,68E+01	5,36E+02	3,47E-01
H ₂ O(l)	5,21E+01	6,47E+02	3,21E-01

Komponen	V	$\Delta HVAP$	$V \times \Delta HVAP$
CH ₃ OH (l)	0,00	31,48	74,59
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,80	30,36	24.205,69
H ₂ O (l)	159,71	39,09	6.242.519,14
Total	160,51	100,93	6.266.799,42
Q_v			6.266.799,42

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 5.585,62 \text{ kJ/jam} + 6.266.799,42 \text{ kJ/jam} \\ &= 6.272.385,04 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\begin{aligned} \text{Tekanan} &= 1,96 \text{ atm} \\ \text{Suhu masuk } (T_1) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar } (T_2) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \\ \text{Suhu rerata } (T_{Avg}) &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\begin{aligned} \text{Panas laten } (\lambda_{\text{laten}}) &= 2202,1 \text{ kJ/kg} \\ \text{Viskositas } \textit{steam} (\mu_{\text{steam}}) &= 0,0002374 \text{ kg/m.s} \\ \text{Densitas } \textit{steam} (\rho_{\text{steam}}) &= 1,1208 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} M_{\text{Steam}} &= \frac{Q_t}{\lambda} \\ &= \frac{6.272.385,04 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 2.848,37 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393	393
Fluida Dingin	381,84	382,20
ΔT	11,16	10,80

$$\begin{aligned} \Delta LMTD &= \frac{11,16 - 10,80}{\ln (11,16 - 10,80)} \\ &= 10,98 \text{ K} \end{aligned}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor efektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1 - P} \right)}{\ln \left(\frac{2 - P(2 - \sqrt{2})}{2 - P(2 + \sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ P &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} R &= 0,0000 \\ P &= 0,0320 \end{aligned}$$

Maka nilai FT :

$$\begin{aligned}
 A &= 1,0000 \\
 B &= -0,0325 \\
 C &= -1,0000 \\
 D &= 2,0000 \\
 E &= 1,9360 \\
 F &= 0,0325 \\
 Ft &= 1,0000
 \end{aligned}$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= Ft \times LMTD \\
 &= 1,00 \times 10,98 \text{ K} \\
 &= 10,98 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design ", Mc Graw Hill, 2008, hal. 797 didapatkan nilai Ud sebesar :

Table 12.1. Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m ² ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

$$\begin{aligned}
 \text{Hot fluid} &= \text{Steam} \\
 \text{Cold fluid} &= \text{Aqueous Solutions} \\
 \text{Range Ud} &= 1000 - 1500 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 \text{Dipilih} &= 1100 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 &= 1,10 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q_t}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{6.272.385,04 \text{ kJ/jam}}{1,10 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 10,98 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 144,26 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thick-ness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

$$\text{Diameter luar tabung (OD)} = 0,75 \text{ in} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung (ID)} = 0,62 \text{ in} = 0,0157 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan (a'')} &= \pi \times \text{OD} \\
 &= 3,14 \times 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}
 \end{aligned}$$

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

$$\text{Maka dipilih panjang tabung (L)} = 16 \text{ ft} = 4,88 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tabung yang diperlukan (nt)} &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{144,26 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}} \\ &= 494,51 \text{ tube} \end{aligned}$$

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
Triangular Pitch

$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on $1\frac{3}{8}$ -in. triangular pitch						$\frac{3}{4}$ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 $\frac{1}{4}$	127	114	96	90	86	13 $\frac{1}{4}$	109	106	86	82	74
15 $\frac{1}{4}$	170	160	140	136	128	15 $\frac{1}{4}$	151	138	122	118	110
17 $\frac{1}{4}$	239	224	194	188	178	17 $\frac{1}{4}$	203	196	178	172	166
19 $\frac{1}{4}$	301	282	252	244	234	19 $\frac{1}{4}$	262	250	226	216	210
21 $\frac{1}{4}$	361	342	314	306	290	21 $\frac{1}{4}$	316	302	278	272	260
23 $\frac{1}{4}$	442	420	386	378	364	23 $\frac{1}{4}$	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID shell = 25 in = 0,64 m = 2,08 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a'' = 0,06 m²/m
- Nt = 506 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 15/16 in = 0,0238 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\ &= \frac{4((0,5 \times 0,0238m) \times (0,886 \times 0,0238m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \end{aligned}$$

$$= 0,0138 \text{ m}$$

$$= 0,5428 \text{ in}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned} A &= nt \times a'' \times L \\ &= 506 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\ &= 147,61 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{6.272.385,04 \text{ kJ/jam}}{147,61 \text{ m}^2 \times 10,98 \text{ K} \times 3600} \\ &= 1,075 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Shell, Tube, dan Gabungan

A. Tube Side

Luas Aliran

$$\begin{aligned} at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\ &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \\ at &= \frac{nt \times at'}{np} \\ &= \frac{506 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\ &= 0,0493 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\ &= \frac{2.848,37 \text{ kg/jam}}{0,0493 \text{ m}^2} \\ &= 16,06 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho_{air}} \\
 &= \frac{16,06 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}}{1,12 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 14,33 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 16,06}{0,0002} \\
 &= 1.065,61
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{1500 \times L \times 4,12}{3600} \\
 &= \frac{1500 \times 4,88 \times 4,12}{3600} \\
 &= 8,37 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,64 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,1270 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clerance

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,64 \text{ m} \times 0,1270 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0161 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{812,96 \text{ kg/jam}}{0,0161 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 14,00 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}} \\
 &= \frac{812,96 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 63,499 \times 3600} \\
 &= 0,0007 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_f}{k_f^3 \times \rho_f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o

Dicoba :

$$h_o = 56,63 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}$$

$$T_{Avg} = 393,00 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 382,02 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_{Avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{Avg} - t_{Avg}) \\
 &= 382,02 + \frac{56,63}{8,37 + 56,63} (393,00 - 382,02) \\
 &= 391,59 \text{ K} \\
 t_f &= \frac{391,59 + 393,00}{2} \\
 &= 392,29 \text{ K} = 119,29 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH (l)	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	1,99E-04
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	1,87E-04
H ₂ O (l)	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,32E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH (l)	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	688,52
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	820,84
H ₂ O (l)	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	935,99

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K _{gas}
CH ₃ OH (l)	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	2,4715E-02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,6427E-02
H ₂ O (l)	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,6630E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu *t_f*

Komponen	X _i	X _i × K _{gas}	X _i × μ	X _i × ρ
CH ₃ OH (l)	0,000	0,0000	0,000000	0,02
C ₄ H ₆ O ₂ (l)	0,023	0,0004	0,000004	19,12
H ₂ O (l)	0,977	0,0260	0,000226	914,16
	1,000	0,0264	0,000231	933,30

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0058}{0,000198} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000198}{0,0181^3 \times 844,35^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 56,63 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi *h_o* benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{8,37 \times 56,63}{8,37 + 56,63} \\
 &= 7,29 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} = \frac{1}{1,08} - \frac{1}{7,29} \\
 &= 0,79 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$Rd_{min \text{ steam}} = 0,30 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

$$Rd_{min \text{ organik}} = 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

$$Rd_{min \text{ total}} = 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} / \text{kJ}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $Rd > Rd_{min}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De \times s}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{9,31} \\ &= 0,0148 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 16,06 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 35,41 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 11.844,54 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$De = 0,0138 \text{ m}$$

$$= 0,0452 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0148 \times 11.844,54^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0452 \times 1} \\ &= 0,0141 \text{ Psi} \\ &= 0,0010 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t \text{ max} &= 0,5 \times \text{tekanan terukur} \quad (\text{Towler \& Sinnot, Hal. 82}) \\ &= 0,5 \times 1,96 \\ &= 0,98 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_t \text{ allowable} < \Delta P_t \text{ max}$, maka perancangan tube dapat diterima.

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell diabaikan karena cairan menggenang (*Pool Boiling*)

KESIMPULAN REBOILER (RB - 02)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD - 02) menuju masukan uap Menara Distilasi (MD - 02) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O menggunakan media pemanas steam jenuh.

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 1,37 atm = 1.043 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = 108,84 °C = 381,84 K
- Suhu keluar (t_2) = 109,20 °C = 382,20 K

Beban panas (Qt) = 6.272.385,04 kJ/jam

Luas transfer panas (A) = 147,61 m² = 1.589 ft²

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = 120,00 °C = 393,00 K
- Suhu air keluar (T_2) = 120,00 °C = 393,00 K
- Massa steam = 2.848,37 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = 7,29 kJ/m².s.K
- Ud = 1,08 kJ/m².s.K
- ho = 56,63 kJ/m².s.K
- hio = 8,37 kJ/m².s.K
- Rd = 0,79 m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = 0,50 m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- $OD\ tube$ = 0,75 in
- $ID\ tube$ = 0,62 in
- Nt = 506 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = 15/16 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$ = 25 in
- Pass = 1

Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

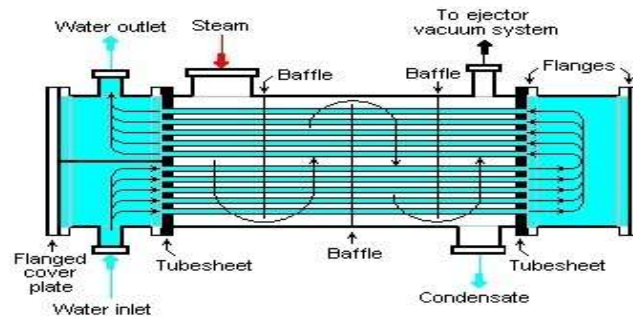
$$- \Delta P_t = 0,01 \text{ Psi} = 0,00 \text{ atm}$$

$$- \Delta P_{t \max} = 14,40 \text{ Psi} = 0,98 \text{ atm}$$

Shell

$$- \Delta P_{S \max} = 14,40 \text{ Psi} = 0,98 \text{ atm}$$

HEATER (HE - 01)



Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa $C_3H_4O_2$ dan H_2O dari suhu $30^\circ C$ menjadi $80^\circ C$ dengan kecepatan umpan sebesar $3.187,75 \text{ kg jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu $120^\circ C$

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
 - Suhu masuk = $30,00^\circ C$ = 303,00 K
 - Suhu keluar = $80,00^\circ C$ = 353,00 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
$C_3H_4O_2$	44,05	3.171,81	44,05	3.171,81
H_2O	0,89	15,94	0,89	15,94
Total	44,94	3.187,75	44,94	3.187,75

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = m \times C_{p_l} (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$C_{p_l} = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₃ H ₄ O ₂	-18,242	1,2106,E+00	-3,1160,E-03	3,1409,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	Cp _L	m × Cp _L (t ₂ -t ₁)
C ₃ H ₄ O ₂	72	44,05	7721,62	340.160,05
H ₂ O	18	0,89	3758,93	3.328,48
Total		44,94	11.480,55	343.488,53

$$\underline{Qt} = 343.488,53 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\text{Tekanan (P)} = 1,96 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu steam masuk (T}_1\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam keluar (T}_2\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam rerata (T}_{avg}\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\text{Panas laten } (\lambda_{laten}) = 2202,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Viskositas steam } (\mu_{steam}) = 0,0002374 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Densitas steam } (\rho_{steam}) = 1,1208 \text{ kg/m}^3$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} M_{Steam} &= \frac{\underline{Qt}}{\lambda} \\ &= \frac{343.488,53 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 155,98 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393,00	393,00
Fluida Dingin	303,00	353,00
ΔT	90,00	40,00

$$\Delta LMTD = \frac{90,00 - 40,00}{\ln (90,00 - 40,00)}$$

$$= 61,66 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor efektifitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1 - P} \right)}{\ln \left(\frac{2 - P(2 - \sqrt{2})}{2 - P(2 + \sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0000$$

$$P = 0,5556$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0000$$

$$B = -0,8109$$

$$C = -1,0000$$

$$D = 2,0000$$

$$E = 0,8889$$

$$F = 0,8109$$

$$F_t = 1,0000$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 1,00 \times 61,66 \text{ K} \\ &= 61,66 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

$$\begin{aligned}\text{Hot fluid} &= \text{Steam} \\ \text{Cold fluid} &= \text{Medium Organics} \\ \text{Range } U_D &= 50 - 100 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ \text{Dipilih} &= 75 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}\end{aligned}$$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_t}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{343.488,53 \text{ kJ/jam}}{0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 61,66 \text{ K} \times 3600} \\ &= 20,63 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,62 in = 0,0157 m

Luas permukaan (a") = π × OD
 = 3,14 × 0,0191 m
 = 0,0598 m²/m

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

Maka dipilih panjang tabung (L) = 16 ft = 4,88 m

Jumlah tabung yang diperlukan (nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$
 = $\frac{20,63 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}}$
 = 70,73 tube

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
 Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13½	127	114	96	90	86	13½	109	106	86	82	74
15½	170	160	140	136	128	15½	151	138	122	118	110
17½	239	224	194	188	178	17½	203	196	178	172	166
19½	301	282	252	244	234	19½	262	250	226	216	210
21½	361	342	314	306	290	21½	316	302	278	272	260
23½	442	420	386	378	364	23½	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID *shell* = 12 in = 0,30 m = 1,00 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a" = 0,06 m²/m
- Nt = 82 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 1 in = 0,0254 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\
 &= \frac{4((0,5 \times 0,0254m) \times (0,886 \times 0,0254m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \\
 &= 0,0183 \text{ m} \\
 &= 0,7209 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 82 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\
 &= 23,921 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{343.488,53 \text{ kJ/jam}}{23,921 \text{ m}^2 \times 61,658 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 0,0647 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned}
 at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\
 &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2 \\
 at &= \frac{nt \times at'}{np} \\
 &= \frac{82 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0080 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\
 &= \frac{155,98 \text{ kg/jam}}{0,0080 \text{ m}^2} \\
 &= 5,43 \text{ Kg/m}^2.\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho_{steam}} \\
 &= \frac{5,43 \text{ Kg/m}^2.\text{s}}{1,12 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 4,84 \text{ m / s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 5,43}{0,0002} \\
 &= 360,09
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times t_{avg})) \times V_{Lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times 120)) \times 4,84^{0,8}}{0,0157^{0,2}} \\
 &= 127,63 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 127,63 \times \frac{0,0157}{0,0191} \\
 &= 105,51 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,30 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,0610 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clerance

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,30 \text{ m} \times 0,0610 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\
 &= 0,0046 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{3.187,75 \text{ kg/jam}}{0,0046 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 190,63 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$G'' = \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}}$$

$$= \frac{155,98 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 18,875 \times 3600}$$

$$= 0,0005 \text{ kg/m.s}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$ho = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{kf^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi ho

Dicoba :

$$ho = 35,84 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$T_{Avg} = 328,00 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 393,00 \text{ K}$$

$$tw = t_{Avg} + \frac{ho}{h_{io} + ho} (T_{Avg} - t_{Avg})$$

$$= 393,00 + \frac{35,84}{105,51 + 35,84} (328,00 - 393,00)$$

$$= 376,52 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{376,52 + 328,00}{2}$$

$$= 352,26 \text{ K} = 79,26 \text{ }^\circ\text{C}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
C ₃ H ₄ O ₂	-1,59E+01	2,44E+03	3,44E-02	-2,77E-05	4,84E-04
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	3,56E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
C ₃ H ₄ O ₂	3,46E-01	2,58E-01	3,07E-01	6,15E+02	982,95
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	976,37

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K _{gas}
C ₃ H ₄ O ₂	-8,8900E-03	6,0453E-05	1,2049E-08	1,3900E-02
H ₂ O	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,3268E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu t_f

Komponen	X_i	$X_i \times K_{gas}$	$X_i \times \mu$	$X_i \times \rho$
$C_3H_4O_2$	0,995	0,0138	0,000482	978,03
H_2O	0,005	0,0001	0,000002	4,88
Total	1,000	0,0139	0,000483	982,91

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0005}{0,000483} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000483}{0,0139^3 \times 982,91^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 35,84 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi h_o benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{105,51 \times 35,84}{105,51 + 35,84} \\
 &= 26,75 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,06} - \frac{1}{26,75} \\
 &= 15,42 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 R_{d_{min \text{ steam}}} &= 0,30 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ organik}}} &= 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ total}}} &= 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{6,58} \\ &= 0,0204 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 5,43 \quad \text{Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 11,97 \quad \text{lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 4.002,53 \quad \text{lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0183 \quad \text{m} \\ &= 0,0601 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0204 \times 4.002,53^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0601} \\ &= 0,01 \quad \text{Psi} \\ &= 0,00 \quad \text{atm} \end{aligned}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\begin{aligned} V_T &= 4,84 \quad \text{m/s} \\ &= 15,89 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times Vt^2 \times pass}{2 \times g \times s}$$

$$= \frac{4 \times 15,89^2 \times 2}{2 \times 32,2}$$

$$= 2,91 \quad \text{Psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,01 + 2,91 = 2,93 \quad \text{Psi}$$

$\Delta P_T \max$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_T < \Delta P_T \max$, maka perancangan diterima

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell didapatkan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Jumlah Baffle

$$\begin{aligned} (N + 1) &= L : B \\ &= 4,88 : 0,0610 \\ &= 80,00 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times G_s}{\mu f} \\ &= \frac{0,0183 \times 190,63}{0,000483} \\ &= 7.221,05 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{41,75} \\ &= 0,0098 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= 190,63 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 420,26 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 140.555,46 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0183 \text{ m} \\ &= 0,0601 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0107 \times 140.555,46^2 \times 1 \times 80}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0601} \\ &= 2,48 \text{ Psi} \\ &= 0,17 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka perancangan diterima

KESIMPULAN HEATER (H - 01)

- Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa $C_3H_4O_2$ dan H_2O dari suhu $30^\circ C$ menjadi $80^\circ C$ dengan kecepatan umpan sebesar 3.187,75 kg jam menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu $120^\circ C$
- Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = $30,00^\circ C$ = 303,00 K
- Suhu keluar (t_2) = $80,00^\circ C$ = 353,00 K

- Beban panas (Qt) = 343.488,53 kJ/jam
- Luas transfer panas (A) = 23,92 m^2 = 257 ft^2

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = $120,00^\circ C$ = 393,00 K
- Suhu air keluar (T_2) = $120,00^\circ C$ = 393,00 K
- Massa steam = 155,98 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = 26,75 $kJ/m^2.s.K$
- Ud = 0,06 $kJ/m^2.s.K$
- ho = 35,84 $kJ/m^2.s.K$
- hio = 105,51 $kJ/m^2.s.K$
- Rd = 15,42 $m^2.s.K/kJ$
- Rd_{Min} = 0,50 $m^2.s.K/kJ$

Dimensi Alat :

- $OD\ tube$ = 0,75 in
- $ID\ tube$ = 0,62 in
- Nt = 82 tube
- Panjang tube (L) = 16,00 ft
- Susunan pipa = 1 in , *triangular pitch*
- $ID\ shell$ = 12 in
- Pass = 1

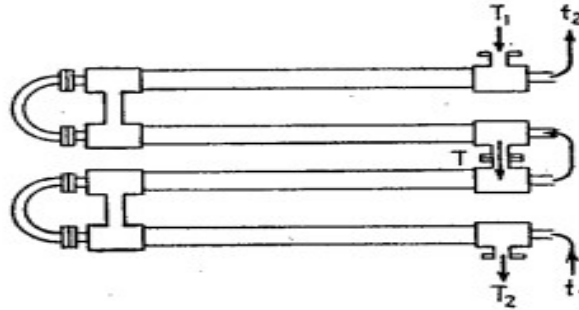
Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= 0,01 \text{ Psi} = 0,00 \text{ atm} \\ - \Delta P_r &= 2,91 \text{ Psi} = 0,20 \text{ atm} \\ - \Delta P_{T \text{ Total}} &= 2,93 \text{ Psi} = 0,20 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell

$$- \Delta P_S = 2,48 \text{ Psi} = 0,17 \text{ atm}$$

HEATER (HE - 02)



Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa CH_3OH dan H_2O dari suhu $47,38^\circ\text{C}$ menjadi 80°C dengan kecepatan umpan sebesar $2.811,54 \text{ kg jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
 - Suhu masuk = $47,38^\circ\text{C}$ = 320,38 K
 - Suhu keluar = $80,00^\circ\text{C}$ = 353,00 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	87,73	2.807,32	87,73	2.807,32
H_2O	0,23	4,22	0,23	4,22
Total	87,96	2.811,54	87,96	2.811,54

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Qt = m \times Cp_l (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Qt = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$Cp_l = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	C_{pL}	$m \times C_{pL} (t_2 - t_1)$
CH ₃ OH	32	87,73	2732,72	239.738,29
H ₂ O	18	0,23	2450,17	574,06
Total		87,96	5.182,89	240.312,36

$$\underline{Q}t = 240.312,36 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\text{Tekanan (P)} = 1,96 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu steam masuk (} T_1 \text{)} = 120,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam keluar (} T_2 \text{)} = 120,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam rerata (} T_{avg} \text{)} = 120,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\text{Panas laten (} \lambda_{laten} \text{)} = 2202,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Viskositas steam (} \mu_{steam} \text{)} = 0,0002374 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Densitas steam (} \rho_{steam} \text{)} = 1,1208 \text{ kg/m}^3$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} M_{Steam} &= \frac{\underline{Q}t}{\lambda} \\ &= \frac{240.312,36 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 109,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393,00	393,00
Fluida Dingin	320,38	353,00
ΔT	72,62	40,00

$$\Delta LMTD = \frac{72,62 - 40,00}{\ln(72,62 - 40,00)}$$

$$= 54,70 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-P}{1-RP}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1-P}\right)}{\ln\left(\frac{2-P(2-\sqrt{2})}{2-P(2+\sqrt{2})}\right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0000$$

$$P = 0,4492$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0000$$

$$B = -0,5963$$

$$C = -1,0000$$

$$D = 2,0000$$

$$E = 1,1016$$

$$F = 0,5963$$

$$F_t = 1,0000$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 1,00 \times 54,70 \text{ K} \\ &= 54,70 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

Hot fluid = Steam

Cold fluid = Methanol

Range U_D = 200 - 700 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

Dipilih = 300 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

= 0,30 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_t}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{240.312,36 \text{ kJ/jam}}{0,30 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 54,70 \text{ K} \times 3600} \\ &= 4,07 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Pemilihan Ukuran Pipa

Pemilihan ukuran pipa dikarenakan luas transfer panas kecil, maka dipakai ukuran pipa paling kecil dari tabel 6.2 Kern, *Process Heat Transfer*, sehingga diperoleh :

Luas perpindahan panas $< 18 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *double pipe heat exchanger*

$$\text{Exchanger (IPS)} = 2,5 \times 1,25 \text{ (Sch 40)}$$

Flow area :

$$\begin{aligned} - \text{ Annulus} &= 2,63 \text{ in}^2 & de &= 2,02 \text{ in} \\ - \text{ Pipe} &= 1,5 \text{ in}^2 & de &= 0,81 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern. D.Q, *Process Heat Transfer*, tabel 11, hal. 844, dipilih spesifikasi :

Inner Pipe

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 1,66 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 1,38 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 1,5 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1103 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1326 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 2,28 \end{aligned}$$

Annulus

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 2,5 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 2,88 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,469 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 4,79 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,647 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1972 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,2295 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 5,8 \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Total (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{A_o \text{ Inner Pipe}} \\ &= \frac{4,07 \text{ m}^2}{0,1326 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 30,682 \text{ m} \\ &= 100,66 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih panjang pipa standar $Lt = 16$ ft, sehingga banyaknya *hairpin* dihitung dengan :

$$\begin{aligned} Nh &= \frac{L}{2 \times Lt} \\ &= \frac{100,66 \text{ ft}}{2 \times 16 \text{ ft}} \\ &= 3,15 \text{ buah} \\ &\approx 3,00 \text{ buah} \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Total (A_{Total})

$$\begin{aligned} A_{Total} &= Lt \times Nh \times 2 \times A_o \text{ Inner Pipe} \\ &= 16 \text{ ft} \times 3 \times 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 41,76 \text{ ft}^2 \\ &= 3,88 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{Q_t}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{240.312,36 \text{ kJ/jam}}{3,88 \text{ m}^2 \times 54,70 \text{ K} \times 3600} \\ &= 0,3146 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Anulus dan Pipa

A. Anulus (Fluida Panas)

Flow Area

Dari tabel 11, Kern, diperoleh :

$$D_1 = 2,469 \text{ in} = 0,2057 \text{ ft}$$

$$D_2 = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Aa &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} ((0,24 \text{ ft})^2 - (0,2057 \text{ ft})^2) \\ &= 0,0120 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Ekuivalen Diameter

$$\begin{aligned} De &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,0576 - 0,0423}{0,2057} = 0,0742 \text{ ft} \end{aligned}$$

Massa

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{240,59 \text{ lb/jam}}{0,0120 \text{ ft}^2} \\
 &= 20.075 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata (T_{Avg})

$$\begin{aligned}
 T_{Avg} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
 &= \frac{248 + 248}{2} \\
 &= 248 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,0132 \text{ cP} = 0,0319 \text{ lb/ft.jam} \\
 De &= 0,0742 \text{ ft} \\
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{20.075 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \times 0,0742 \text{ ft}}{0,0319 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 46.648,52
 \end{aligned}$$

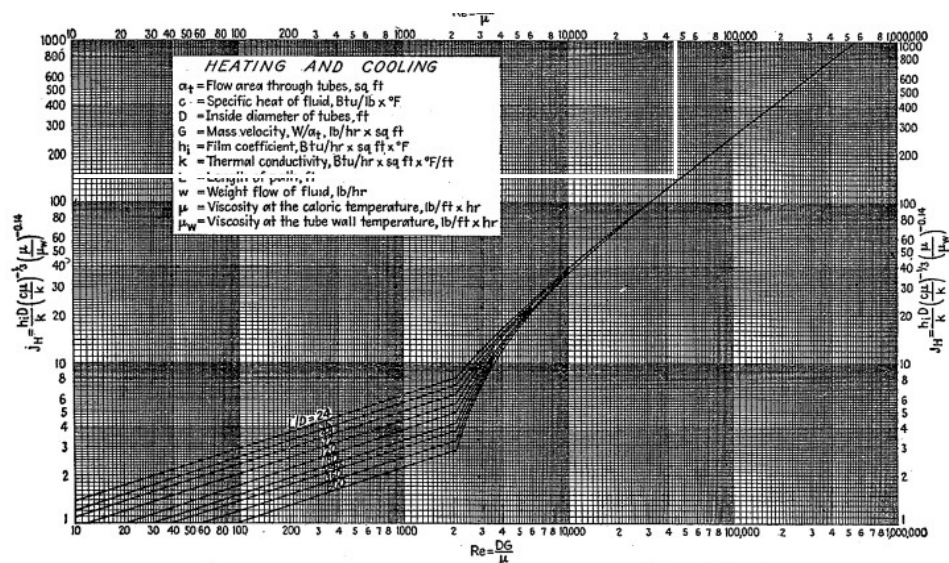


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$\begin{aligned}
 jH &= 160 \\
 k &= 0,0267 \text{ J/s.m.K} = 0,0154 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

$$C_p = 2,2060 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{2,206 \times 0,032}{0,00002669} \right)^{1/3} \\ &= 13,819 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\ &= 160 \frac{0,0154}{0,0742} 13,819 (1)^{0,14} \\ &= 459,85 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 0,7253 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

B. Pipa (Fluida Dingin)

$$\begin{aligned} D &= 1,38 \text{ in} \\ &= 0,115 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi \times Di^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 0,013^2}{4} \\ &= 0,0104 \end{aligned}$$

Kecepatan Massa

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{Wk}{A_p} \\ &= \frac{6.198,38 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 597.053,34 \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata

$$\begin{aligned} T_{Avg} &= 120,00 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 393,00 \text{ K} \\ &= 248,00 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned} \quad \begin{aligned} tf &= \frac{320,38 + 353,00}{2} \\ &= 336,69 \text{ K} \\ &= 63,69 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \mu t &= 0,3441 \text{ Cp} \\ &= 0,8325 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Gp \times IDi}{\mu t} \\ &= \frac{597.053,34 \times 0,115}{0,8325} \\ &= 82.473,23 \end{aligned}$$

Dari figure.24, didapatkan :

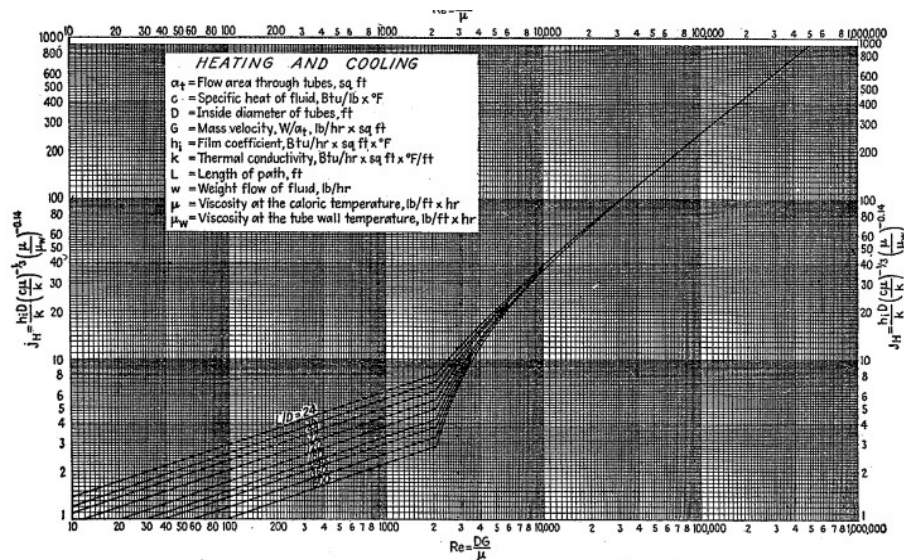


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$jH = 1000$$

Densitas fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	ρ	x massa \times ρ
CH ₃ OH	0,9985	750,37	749,25
H ₂ O	0,0015	991,43	1,49
Total	1,00	1.741,81	750,73

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 750,73 \text{ kg/m}^3 \\ &= 46,87 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Konduktivitas *thermal* fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	k	x massa × k
CH ₃ OH	0,9985	0,02	0,02
H ₂ O	0,0015	0,02	0,00
Total	1,00	0,041	0,0191

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,019 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,132 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

Kapasitas panas fasa cair fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	C _p	x massa × C _p
CH ₃ OH	0,9985	3,16	3,16
H ₂ O	0,0015	2,91	0,00
Total	1,00	6,074	3,1620

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campur} &= 3,162 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 0,755 \text{ BTU/lb.F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{3,162 \times 0,344}{0,019} \right)^{1/3} \\
 &= 3,849
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\
 &= 1000 \times \frac{0,132}{1,380} \times 3,849 \times \frac{0,833}{0,032} \\
 &= 583,0 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,920 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 583,0 \times \frac{1,38}{1,66} \\
 &= 484,6 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,7644 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1500 \times 459,85}{1500 + 459,85} \\
 &= 352,0 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,555 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotor dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,3146} - \frac{1}{0,555} \\
 &= 1,378 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor Pengotor Minimum

Ditinjau berdasarkan Tabel 12.2, Gavin, Towler & Sinnott, hal. 800, diperoleh :

$$R_{d_{min}} = 0,564 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Berdasarkan hitungan, $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima.

7. Faktor Pengotor**A. Anulus (Fluida Panas)**

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(F_a + F_l) \rho}{144} \\
 F_a &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID}
 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{91,39} \\
 &= 0,0064
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fa &= \frac{4 \times 0,0064 \times 20.075^2 \times 100,66}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 1,26 \times 0,21} \\
 &= 4,80 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{20.074,82}{4.034,88} \\
 &= 4,98 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fl &= 3 \times \frac{V^2}{2 \times g} \\
 &= 3 \times \frac{24,75}{64,4} \\
 &= 1,15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(Fa + Fl) \rho}{144} \\
 &= \frac{4,80 + 1,15 \times 1,1208}{144} \\
 &= 0,0463 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{amulus\ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

B. Pipe (Fluida Dingin)

$$Re = 82.473,23$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{116,11} \\
 &= 0,0058
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fp &= \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID} \\
 &= \frac{4 \times 0,0058 \times 597.053^2 \times 100,66}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 2196,5 \times 0,11}
 \end{aligned}$$

$$= 3,92 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{Pipe} &= \frac{Fp \times \rho}{144} \\ &= \frac{3,92 \times 46,87}{144} \\ &= 1,28 \text{ Psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{Pipe} \text{ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

KESIMPULAN HEATER (H - 02)

- Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa CH_3OH dan H_2O dari suhu $47,38^\circ\text{C}$ menjadi 80°C dengan kecepatan umpan sebesar $2.811,54$ kg/jam menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu 120°C
- Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = $47,38^\circ\text{C}$ = 320,38 K
- Suhu keluar (t_2) = $80,00^\circ\text{C}$ = 353,00 K

- Beban panas (Qt) = 240.312,36 kJ/jam
- Luas transfer panas (A) = $3,88\text{ m}^2$ = $41,76\text{ ft}^2$

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = $120,00^\circ\text{C}$ = 393,00 K
- Suhu air keluar (T_2) = $120,00^\circ\text{C}$ = 393,00 K
- Massa steam = 109,13 kg/jam

Dimensi Alat :

- Panjang pipa (L) = 16 ft
- Jumlah Hairpin (Nh) = 3,00 buah

Inner Pipe

- Normal Pipe Size (NPS)* = 1,25 in
- Schedule number* = 40
- Outside Diameter (OD)* = 1,66 in
- Inside Diameter (ID)* = 1,38 in
- Flow area (ao)* = $1,5\text{ in}^2$
- Inside surface area (Ai)* = $0,362\text{ ft}^2/\text{ft}$
- Outside surface area (Ao)* = $0,435\text{ ft}^2/\text{ft}$
- Weight per in (ft)* = 2,28

Anulus Pipe

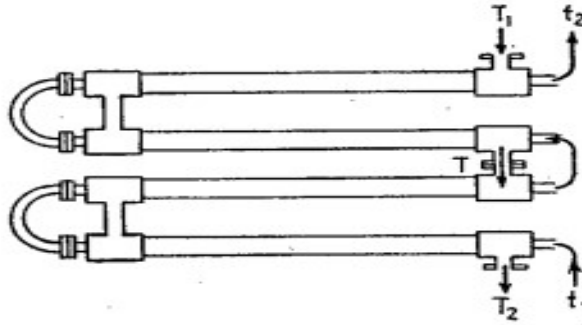
- Normal Pipe Size (NPS)* = 2,5 in
- Schedule number* = 40

<i>Outside Diameter (OD)</i>	=	2,88	in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	2,469	in
<i>Flow area (ao)</i>	=	4,79	in ²
<i>Inside surface area (Ai)</i>	=	0,647	ft ² /ft
<i>Outside surface area (Ao)</i>	=	0,753	ft ² /ft
<i>Weight per in (ft)</i>	=	5,8	

Pressure Drop

<i>Anulus Pipe</i>	=	0,046	Psi
<i>Inner Pipe</i>	=	1,277	Psi

HEATER (HE - 03)



Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa H_2SO_4 dan H_2O dari suhu $30^\circ C$ menjadi $80^\circ C$ dengan kecepatan umpan sebesar $30,72 \text{ kg/jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu $120^\circ C$

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
 - Suhu masuk = $30,00^\circ C$ = 303,00 K
 - Suhu keluar = $80,00^\circ C$ = 353,00 K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H_2SO_4	0,31	30,10	0,31	30,10
H_2O	0,03	0,61	0,03	0,61
Total	0,34	30,72	0,34	30,72

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Qt = m \times Cp_l (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Qt = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$Cp_l = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
H ₂ SO ₄	26,004	7,0337,E-01	-1,3856,E-03	1,0342,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	Cp _L	m × Cp _L (t ₂ -t ₁)
H ₂ SO ₄	98	0,31	7202,94	2.212,69
H ₂ O	18	0,03	3758,93	128,30
Total		0,34	10.961,86	2.340,99

$$Qt = 23.409,92 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\text{Tekanan (P)} = 1,96 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu steam masuk (T}_1\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam keluar (T}_2\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam rerata (T}_{avg}\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\text{Panas laten } (\lambda_{laten}) = 2202,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Viskositas steam } (\mu_{steam}) = 0,0002374 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Densitas steam } (\rho_{steam}) = 1,1208 \text{ kg/m}^3$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$M_{Steam} = \frac{Qt}{\lambda}$$

$$= \frac{23.409,92 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 10,63 \text{ kg/jam}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393,00	393,00
Fluida Dingin	303,00	353,00
ΔT	90,00	40,00

$$\Delta LMTD = \frac{90,00 - 40,00}{\ln (90,00 - 40,00)}$$

$$= 61,66 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left(\frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1 - P} \right)}{\ln \left(\frac{2 - P(2 - \sqrt{2})}{2 - P(2 + \sqrt{2})} \right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0000$$

$$P = 0,5556$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0000$$

$$B = -0,8109$$

$$C = -1,0000$$

$$D = 2,0000$$

$$E = 0,8889$$

$$F = 0,8109$$

$$F_t = 1,0000$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 1,00 \times 61,66 \text{ K} \\ &= 61,66 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

Hot fluid = Steam

Cold fluid = Aqueous Solutions

Range U_D = 100 - 500 J/m².s.K

Dipilih = 100 J/m².s.K

= 0,10 kJ/m².s.K

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_t}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{23.409,92 \text{ kJ/jam}}{0,10 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{s}\cdot\text{K} \times 61,66 \text{ K} \times 3600} \\ &= 1,05 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Pemilihan Ukuran Pipa

Pemilihan ukuran pipa dikarenakan luas transfer panas kecil, maka dipakai ukuran pipa paling kecil dari tabel 6.2 Kern, *Process Heat Transfer*, sehingga diperoleh :

Luas perpindahan panas $< 18 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *double pipe heat exchanger*

$$\text{Exchanger (IPS)} = 2 \times 1,25 \text{ (Sch 40)}$$

Flow area :

$$\begin{aligned} - \text{ Annulus} &= 1,19 \text{ in}^2 & de &= 0,915 \text{ in} \\ - \text{ Pipe} &= 1,5 \text{ in}^2 & de &= 0,4 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern. D.Q, *Process Heat Transfer*, tabel 11, hal. 844, dipilih spesifikasi :

Inner Pipe

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 1,66 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 1,38 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 1,5 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1103 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1326 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 2,28 \end{aligned}$$

Annulus

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 2 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,067 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 3,35 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,542 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1652 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1896 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 3,66 \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Total (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{A_o \text{ Inner Pipe}} \\ &= \frac{1,05 \text{ m}^2}{0,1326 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 7,9544 \text{ m} \\ &= 26,097 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih panjang pipa standar $L_t = 16$ ft, sehingga banyaknya *hairpin* dihitung dengan :

$$\begin{aligned} Nh &= \frac{L}{2 \times L_t} \\ &= \frac{26,10 \text{ ft}}{2 \times 16 \text{ ft}} \\ &= 0,82 \text{ buah} \\ &\approx 1,00 \text{ buah} \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Total (A_{Total})

$$\begin{aligned} A_{Total} &= L_t \times Nh \times 2 \times A_o \text{ Inner Pipe} \\ &= 16 \text{ ft} \times 1 \times 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 13,92 \text{ ft}^2 \\ &= 1,29 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{Q_t}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{23.409,92 \text{ kJ/jam}}{1,29 \text{ m}^2 \times 61,66 \text{ K} \times 3600} \\ &= 0,0816 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Anulus dan Pipa

A. Anulus (Fluida Panas)

Flow Area

Dari tabel 11, Kern, diperoleh :

$$D_1 = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$D_2 = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} ((0,1983 \text{ ft})^2 - (0,1722 \text{ ft})^2) \\ &= 0,0076 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Ekuivalen Diameter

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,0393 - 0,0297}{0,1722} = 0,0561 \text{ ft} \end{aligned}$$

Massa

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{23,437 \text{ lb/jam}}{0,0076 \text{ ft}^2} \\
 &= 3.089 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata (T_{Avg})

$$\begin{aligned}
 T_{Avg} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
 &= \frac{248 + 248}{2} \\
 &= 248 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,0132 \text{ cP} = 0,0319 \text{ lb/ft.jam} \\
 De &= 0,0561 \text{ ft} \\
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{3.089 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \times 0,0561 \text{ ft}}{0,0319 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 5.428,03
 \end{aligned}$$

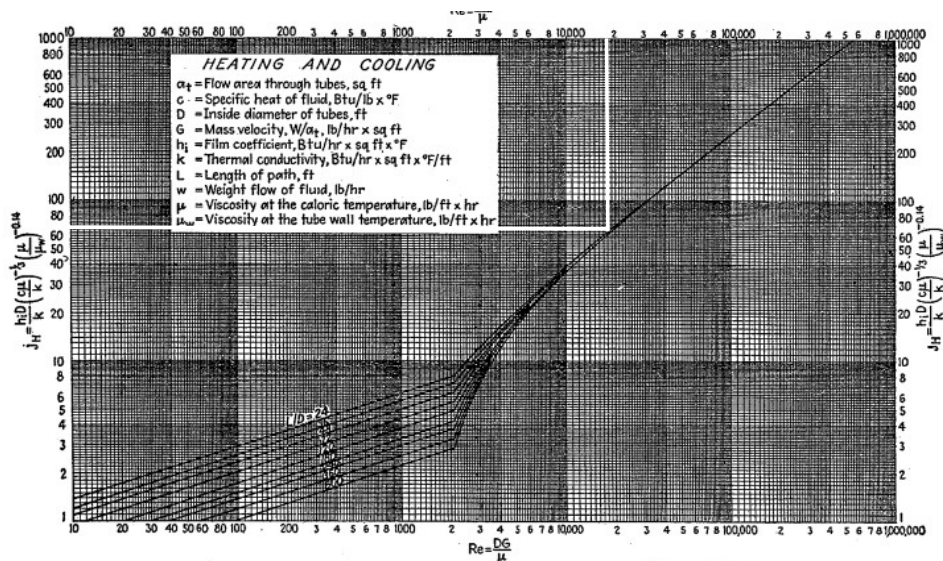


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$\begin{aligned}
 jH &= 26 \\
 k &= 0,0267 \text{ J/s.m.K} = 0,0154 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

$$C_p = 2,2060 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{2,206 \times 0,032}{0,00002669} \right)^{1/3} \\ &= 13,819 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\ &= 26 \frac{0,0154}{0,0561} 13,819 (1)^{0,14} \\ &= 98,81 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 0,1558 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

B. Pipa (Fluida Dingin)

$$\begin{aligned} D &= 1,38 \text{ in} \\ &= 0,115 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi \times Di^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 0,013^2}{4} \\ &= 0,0104 \end{aligned}$$

Kecepatan Massa

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W_k}{A_p} \\ &= \frac{67,72 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 6.523,49 \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata

$$\begin{aligned} T_{Avg} &= 120,00 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 393,00 \text{ K} \\ &= 248,00 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned} \quad \begin{aligned} tf &= \frac{303,00 + 353,00}{2} \\ &= 328,00 \text{ K} \\ &= 55,00 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \mu t &= 0,4423 \text{ Cp} \\ &= 1,0700 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Gp \times IDi}{\mu t} \\ &= \frac{6.523,49 \times 0,115}{1,0700} \\ &= 701,10 \end{aligned}$$

Dari figure.24, didapatkan :

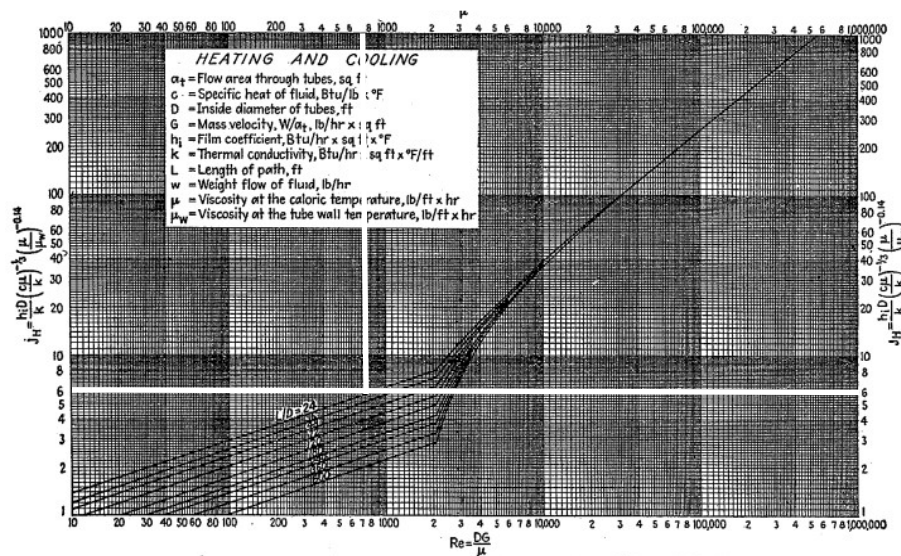


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$jH = 6,6$$

Densitas fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	ρ	x massa \times ρ
H ₂ SO ₄	0,98	1.796,03	1.760,11
H ₂ O	0,02	999,710	19,99
Total	1,00	2.795,74	1.780,10

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1.780 \text{ kg/m}^3 \\ &= 111,13 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Konduktivitas *thermal* fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	k	x massa × k
H ₂ SO ₄	0,98	0,010	0,009
H ₂ O	0,02	0,021	0,000
Total	1,00	0,031	0,010

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,010 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,069 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

Kapasitas panas fasa cair fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	C _p	x massa × C _p
H ₂ SO ₄	0,98	7,90	7,75
H ₂ O	0,02	4,14	0,08
Total	1,00	12,041	7,8291

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campur} &= 7,83 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 1,87 \text{ BTU/lb.F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{7,83 \times 0,44}{0,010} \right)^{1/3} \\
 &= 7,045
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\
 &= 6,6 \times \frac{0,069}{0,115} \times 7,045 \times \frac{1,070}{0,032} \\
 &= 45,4 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,072 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 45,4 \times \frac{1,38}{1,66} \\
 &= 37,8 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,0596 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1500 \times 98,81}{1500 + 98,81} \\
 &= 92,7 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,146 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotor dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{l}{U_d} - \frac{l}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,0816} - \frac{1}{0,146} \\
 &= 5,423 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor Pengotor Minimum

Ditinjau berdasarkan Tabel 12.2, Gavin, Towler & Sinnott, hal. 800, diperoleh :

$$R_{d_{min}} = 0,564 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Berdasarkan hitungan, $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima.

7. Faktor Pengotor**A. Anulus (Fluida Panas)**

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(F_a + F_l) \rho}{144} \\
 F_a &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID}
 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{37,03} \\
 &= 0,0106
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fa &= \frac{4 \times 0,0106 \times 11.119^2 \times 16}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 1,26 \times 0,17} \\
 &= 0,04 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{3.088,72}{4.034,88} \\
 &= 0,77 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fl &= 3 \times \frac{V^2}{2 \times g} \\
 &= 3 \times \frac{0,59}{64,4} \\
 &= 0,03 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(Fa + Fl) \rho}{144} \\
 &= \frac{0,04 + 0,03 \times 1,1208}{144} \\
 &= 0,0005 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{amulus\ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

B. Pipe (Fluida Dingin)

$$Re = 701,10$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{15,68} \\
 &= 0,0203
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fp &= \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID} \\
 &= \frac{4 \times 0,0203 \times 6.523^2 \times 26,10}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 12.349 \times 0,11}
 \end{aligned}$$

$$= 0,0001 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{Pipe} &= \frac{Fp \times \rho}{144} \\ &= \frac{0,0001 \times 111,13}{144} \\ &= 0,0001 \text{ Psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{Pipe} \text{ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

KESIMPULAN HEATER (H - 03)

Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa H_2SO_4 dan H_2O dari suhu $30^\circ C$ menjadi $80^\circ C$ dengan kecepatan umpan sebesar 30,72 kg/jam menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu $120^\circ C$

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = 2 atm = 1.520 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = $30,00^\circ C$ = 303,00 K
- Suhu keluar (t_2) = $80,00^\circ C$ = 353,00 K

Beban panas (Qt) = 23.409,92 kJ/jam

Luas transfer panas (A) = 1,29 m^2 = 13,92 ft^2

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = $120,00^\circ C$ = 393,00 K
- Suhu air keluar (T_2) = $120,00^\circ C$ = 393,00 K
- Massa steam = 10,63 kg/jam

Dimensi Alat :

- Panjang pipa (L) = 16 ft
- Jumlah Hairpin (Nh) = 1,00 buah

Inner Pipe

- Normal Pipe Size (NPS)* = 1,25 in
- Schedule number* = 40
- Outside Diameter (OD)* = 1,66 in
- Inside Diameter (ID)* = 1,38 in
- Flow area (ao)* = 1,5 in^2
- Inside surface area (Ai)* = 0,362 ft^2/ft
- Outside surface area (Ao)* = 0,435 ft^2/ft
- Weight per in (ft)* = 2,28

Anulus Pipe

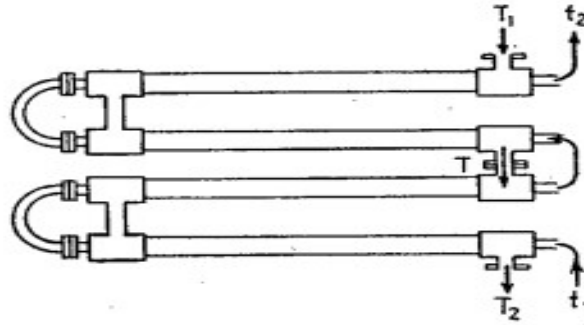
- Normal Pipe Size (NPS)* = 2 in
- Schedule number* = 40

<i>Outside Diameter (OD)</i>	=	2,38	in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	2,067	in
<i>Flow area (ao)</i>	=	3,35	in ²
<i>Inside surface area (Ai)</i>	=	0,542	ft ² /ft
<i>Outside surface area (Ao)</i>	=	0,622	ft ² /ft
<i>Weight per in (ft)</i>	=	3,66	

Pressure Drop

<i>Anulus Pipe</i>	=	0,0005	Psi
<i>Inner Pipe</i>	=	0,0001	Psi

HEATER (HE - 04)



Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O dari suhu 80°C menjadi $83,08^\circ\text{C}$ dengan kecepatan umpan sebesar $5.996,88 \text{ kg/jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = $1,18 \text{ atm} = 899 \text{ mmHg}$
 - Suhu masuk = $80,00^\circ\text{C} = 353,00 \text{ K}$
 - Suhu keluar = $83,08^\circ\text{C} = 356,08 \text{ K}$

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	43,63	1.396,04	43,63	1.396,04
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	44,05	3.787,88	44,05	3.787,88
H_2O	45,16	812,96	45,16	812,96
Total	132,84	5.996,88	132,84	5.996,88

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Qt = m \times Cp_l (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Qt = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$Cp_l = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
C ₄ H ₆ O ₂	54,109	8,0399,E-01	-2,5149,E-03	3,3155,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	Cp _L	m × Cp _L (t ₂ -t ₁)
CH ₃ OH	32	43,63	264,99	11.560,65
C ₄ H ₆ O ₂	86	44,05	526,74	23.200,33
H ₂ O	18	45,16	231,89	10.473,40
Total		132,84	1.023,63	45.234,38

$$Qt = 226.171,90 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah *steam*

$$\text{Tekanan (P)} = 1,96 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu steam masuk (T}_1\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam keluar (T}_2\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu steam rerata (T}_{avg}\text{)} = 120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$$

Sifat fisis *steam* pada suhu rerata :

$$\text{Panas laten } (\lambda_{laten}) = 2202,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Viskositas steam } (\mu_{steam}) = 0,0002374 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Densitas steam } (\rho_{steam}) = 1,1208 \text{ kg/m}^3$$

Massa steam yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$M_{Steam} = \frac{Qt}{\lambda}$$

$$= \frac{226.171,90 \text{ kJ/jam}}{2.202,10 \text{ kJ/kg}} = 102,71 \text{ kg/jam}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	393,00	393,00
Fluida Dingin	353,00	356,08
ΔT	40,00	36,92

$$\Delta LMTD = \frac{40,00 - 36,92}{\ln(40,00 - 36,92)}$$

$$= 38,44 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor efektifitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-P}{1-RP}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1-P}\right)}{\ln\left(\frac{2-P(2-\sqrt{2})}{2-P(2+\sqrt{2})}\right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 0,0000$$

$$P = 0,0771$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0000$$

$$B = -0,0802$$

$$C = -1,0000$$

$$D = 2,0000$$

$$E = 1,8458$$

$$F = 0,0802$$

$$F_t = 1,0000$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 1,00 \times 38,44 \text{ K} \\ &= 38,44 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200–700§
Steam	Methanol	200–700§
Steam	Ammonia	200–700§
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500§
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50¶

Hot fluid = Steam

Cold fluid = Aqueous Solutions

Range U_D = 100 - 500 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

Dipilih = 300 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

= 0,30 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_t}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{226.171,90 \text{ kJ/jam}}{0,30 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 38,44 \text{ K} \times 3600} \\ &= 5,45 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Pemilihan Ukuran Pipa

Pemilihan ukuran pipa dikarenakan luas transfer panas kecil, maka dipakai ukuran pipa paling kecil dari tabel 6.2 Kern, *Process Heat Transfer*, sehingga diperoleh :

Luas perpindahan panas $< 18 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *double pipe heat exchanger*

$$\text{Exchanger (IPS)} = 3 \times 2 \quad (\text{Sch 40})$$

Flow area :

$$\begin{aligned} - \text{ Annulus} &= 2,93 \text{ in}^2 & de &= 1,57 \text{ in} \\ - \text{ Pipe} &= 3,35 \text{ in}^2 & de &= 0,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Kern. D.Q, *Process Heat Transfer*, tabel 11, hal. 844, dipilih spesifikasi :

Inner Pipe

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 2 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,067 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 3,35 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,542 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1652 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1896 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 3,66 \end{aligned}$$

Annulus

$$\begin{aligned} \text{Normal Pipe Size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\ \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 3,5 \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 3,068 \text{ in} \\ \text{Flow area (ao)} &= 7,38 \text{ in}^2 \\ \text{Inside surface area (Ai)} &= 0,804 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,2451 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Outside surface area (Ao)} &= 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,2795 \text{ m}^2/\text{m} \\ \text{Weight per in (ft)} &= 7,58 \end{aligned}$$

Menghitung Panjang Total (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{A_o \text{ Inner Pipe}} \\ &= \frac{5,45 \text{ m}^2}{0,1896 \text{ m}^2/\text{m}} \\ &= 28,738 \text{ m} \\ &= 94,285 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih panjang pipa standar $Lt = 16$ ft, sehingga banyaknya *hairpin* dihitung dengan :

$$\begin{aligned} Nh &= \frac{L}{2 \times Lt} \\ &= \frac{94,28 \text{ ft}}{2 \times 16 \text{ ft}} \\ &= 2,95 \text{ buah} \\ &\approx 3,00 \text{ buah} \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Total (A_{Total})

$$\begin{aligned} A_{Total} &= Lt \times Nh \times 2 \times A_o \text{ Inner Pipe} \\ &= 16 \text{ ft} \times 3 \times 2 \times 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 59,712 \text{ ft}^2 \\ &= 5,55 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{Q_t}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{226.171,90 \text{ kJ/jam}}{5,55 \text{ m}^2 \times 38,44 \text{ K} \times 3600} \\ &= 0,2946 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam Anulus dan Pipa

A. Anulus (Fluida Panas)

Flow Area

Dari tabel 11, Kern, diperoleh :

$$D_1 = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$D_2 = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} ((0,2917 \text{ ft})^2 - (0,2557 \text{ ft})^2) \\ &= 0,0155 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Ekuivalen Diameter

$$\begin{aligned} De &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{0,0851 - 0,0654}{0,2557} = 0,0771 \text{ ft} \end{aligned}$$

Massa

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{W}{Aa} \\
 &= \frac{226,43 \text{ lb/jam}}{0,0155 \text{ ft}^2} \\
 &= 14.639 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata (T_{Avg})

$$\begin{aligned}
 T_{Avg} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
 &= \frac{248 + 248}{2} \\
 &= 248 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,0132 \text{ cP} = 0,0319 \text{ lb/ft.jam} \\
 De &= 0,0771 \text{ ft} \\
 Re &= \frac{Ga \times De}{\mu a} \\
 &= \frac{14.639 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \times 0,0771 \text{ ft}}{0,0319 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 35.331,83
 \end{aligned}$$

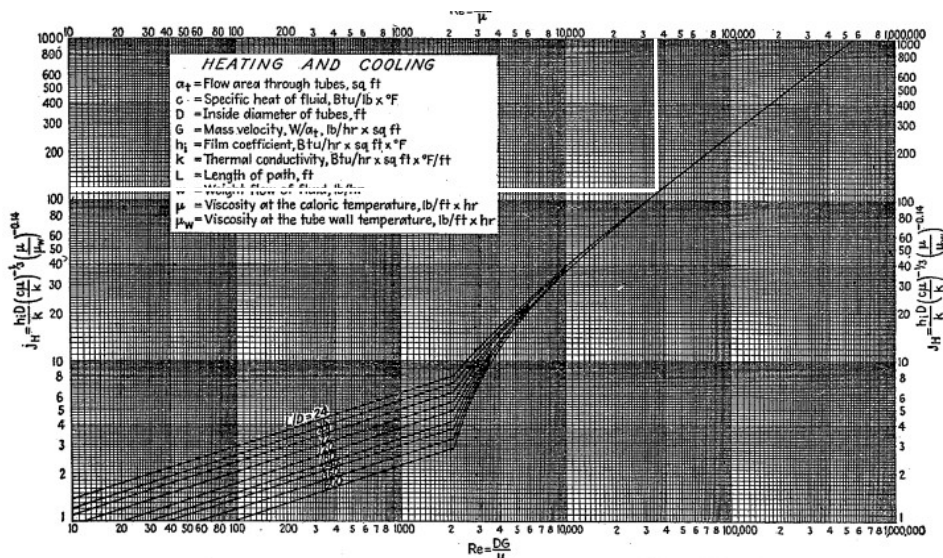


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$\begin{aligned}
 jH &= 121 \\
 k &= 0,0267 \text{ J/s.m.K} = 0,0154 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

$$C_p = 2,2060 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{2,206 \times 0,032}{0,00002669} \right)^{1/3} \\ &= 13,819 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\ &= 121 \frac{0,0154}{0,0771} 13,819 (1)^{0,14} \\ &= 334,82 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 0,5281 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

B. Pipa (Fluida Dingin)

$$\begin{aligned} D &= 2,067 \text{ in} \\ &= 0,1722 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi \times Di^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 0,030^2}{4} \\ &= 0,0233 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan Massa

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{Wk}{A_p} \\ &= \frac{13.220,84 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\ &= 567.637,84 \text{ lb/ft}^2.\text{jam} \end{aligned}$$

Suhu Fluida Panas Rata-rata

$$\begin{aligned} T_{Avg} &= 120,00 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 393,00 \text{ K} \\ &= 248,00 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned} \quad \begin{aligned} tf &= \frac{353,00 + 356,08}{2} \\ &= 354,54 \text{ K} \\ &= 81,54 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \mu t &= 0,2699 \text{ Cp} \\ &= 0,6530 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Gp \times IDi}{\mu t} \\ &= \frac{567.637,84 \times 0,1722}{0,6530} \\ &= 149.743,94 \end{aligned}$$

Dari figure.24, didapatkan :

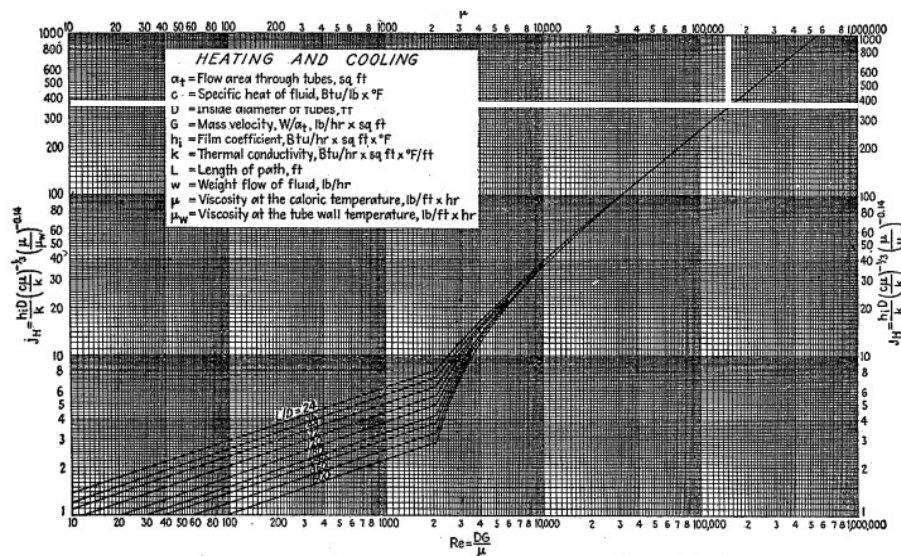


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

$$jH = 391$$

Densitas fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	ρ	x massa \times ρ
CH ₃ OH	0,2328	731,84	170,37
C ₄ H ₆ O ₂	0,6316	875,60	553,06
H ₂ O	0,1356	974,13	132,06
Total	1,000	2.581,57	855,49

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 855 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53,41 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Konduktivitas *thermal* fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	k	x massa × k
CH ₃ OH	0,2328	0,021	0,005
C ₄ H ₆ O ₂	0,6316	0,014	0,009
H ₂ O	0,1356	0,023	0,003
Total	1,000	0,058	0,017

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,017 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,117 \text{ BTU/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

Kapasitas panas fasa cair fluida dingin pada *inner pipe* :

Komponen	x massa	C _p	x massa × C _p
CH ₃ OH	0,2328	4,68	1,09
C ₄ H ₆ O ₂	0,6316	9,28	5,86
H ₂ O	0,1356	4,25	0,58
Total	1,00	18,205	7,5244

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campur} &= 7,52 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 1,80 \text{ BTU/lb.F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{7,52 \times 0,27}{0,017} \right)^{1/3} \\
 &= 4,939
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= jH \frac{k}{De} \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu W} \right)^{0,14} \\
 &= 391 \times \frac{0,117}{0,172} \times 4,939 \times \frac{0,653}{0,032} \\
 &= 2000 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 3,155 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 2000 \times \frac{2,067}{2,38} \\
 &= 1737,3 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 2,7403 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1737,3 \times 334,82}{1737,3 + 334,82} \\
 &= 280,7 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 0,443 \text{ kJ/s.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotor dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,2946} - \frac{1}{0,443} \\
 &= 1,136 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor Pengotor Minimum

Ditinjau berdasarkan Tabel 12.2, Gavin, Towler & Sinnott, hal. 800, diperoleh :

$$R_{d_{min}} = 0,564 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ}$$

Berdasarkan hitungan, $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima.

7. Faktor Pengotor**A. Anulus (Fluida Panas)**

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(F_a + F_l) \rho}{144} \\
 F_a &= \frac{4 \times f \times G a^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID}
 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{81,33} \\
 &= 0,0067
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fa &= \frac{4 \times 0,0067 \times 14.639^2 \times 16}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 1,26 \times 0,26} \\
 &= 0,34 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{14.639,01}{4.034,88} \\
 &= 3,63 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fl &= 3 \times \frac{V^2}{2 \times g} \\
 &= 3 \times \frac{13,16}{64,4} \\
 &= 0,61 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{An} &= \frac{(Fa + Fl) \rho}{144} \\
 &= \frac{0,34 + 0,61 \times 1,1208}{144} \\
 &= 0,0075 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{amulus\ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

B. Pipe (Fluida Dingin)

$$Re = 149.743,94$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,264}{149,16} \\
 &= 0,0053
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fp &= \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times \rho^2 \times ID} \\
 &= \frac{4 \times 0,0053 \times 567.637^2 \times 94,28}{2 \times 4,18 \times 1E+08 \times 2.852 \times 0,17}
 \end{aligned}$$

$$= 1,56 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{Pipe} &= \frac{Fp \times \rho}{144} \\ &= \frac{1,56 \times 53,41}{144} \\ &= 0,5783 \text{ Psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_{max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{Pipe} \text{ allowable} < \Delta P_{max}$, maka perancangan dapat diterima

KESIMPULAN HEATER (H - 04)

Tugas : Memanaskan umpan masuk R-01 berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O dari suhu 80°C menjadi $83,08^\circ\text{C}$ dengan kecepatan umpan sebesar $5.996,88 \text{ kg jam}$ menggunakan media pemanas berupa steam pada suhu 120°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = $1,18 \text{ atm} = 899 \text{ mmHg}$
- Suhu masuk (t_1) = $80,00 \text{ }^\circ\text{C} = 353,00 \text{ K}$
- Suhu keluar (t_2) = $83,08 \text{ }^\circ\text{C} = 356,08 \text{ K}$

Beban panas (Qt) = $226.171,90 \text{ kJ/jam}$

Luas transfer panas (A) = $5,55 \text{ m}^2 = 59,71 \text{ ft}^2$

Media Pemanas :

- Jenis = Steam Jenuh
- Suhu air masuk (T_1) = $120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$
- Suhu air keluar (T_2) = $120,00 \text{ }^\circ\text{C} = 393,00 \text{ K}$
- Massa steam = $102,71 \text{ kg/jam}$

Dimensi Alat :

- Panjang pipa (L) = 16 ft
- Jumlah Hairpin (Nh) = $3,00 \text{ buah}$

Inner Pipe

<i>Normal Pipe Size (NPS)</i>	=	2 in
<i>Schedule number</i>	=	40
<i>Outside Diameter (OD)</i>	=	$2,38 \text{ in}$
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	$2,067 \text{ in}$
<i>Flow area (ao)</i>	=	$3,35 \text{ in}^2$
<i>Inside surface area (Ai)</i>	=	$0,542 \text{ ft}^2/\text{ft}$
<i>Outside surface area (Ao)</i>	=	$0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$
<i>Weight per in (ft)</i>	=	$3,66$

Anulus Pipe

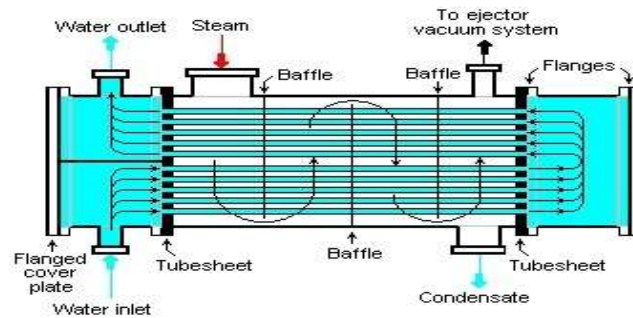
<i>Normal Pipe Size (NPS)</i>	=	3 in
<i>Schedule number</i>	=	40

<i>Outside Diameter (OD)</i>	=	3,5	in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	=	3,068	in
<i>Flow area (ao)</i>	=	7,38	in ²
<i>Inside surface area (Ai)</i>	=	0,804	ft ² /ft
<i>Outside surface area (Ao)</i>	=	0,917	ft ² /ft
<i>Weight per in (ft)</i>	=	7,58	

Pressure Drop

<i>Anulus Pipe</i>	=	0,0075	Psi
<i>Inner Pipe</i>	=	0,5783	Psi

COOLER (CL - 01)



Tugas : Mendinginkan hasil bawah Reboiler (RB-01) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O sebelum diumpangkan kedalam Menara Distilasi (MD-02) dari suhu $101,78^\circ\text{C}$ hingga $93,65^\circ\text{C}$ dan tekanan $1,47\text{ atm}$ menggunakan media pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = $1,96\text{ atm} = 1.489\text{ mmHg}$
 - Suhu masuk = $101,78\text{ }^\circ\text{C} = 374,78\text{ K}$
 - Suhu keluar = $93,65\text{ }^\circ\text{C} = 366,65\text{ K}$

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	0,07	2,09	0,07	2,09
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	44,05	3.787,88	44,05	3.787,88
H_2O	45,05	810,87	45,05	810,87
Total	89,16	4.600,84	89,16	4.600,84

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = m \times C_{p_l} (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$C_{p_l} = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
C ₄ H ₆ O ₂	54,109	8,0399,E-01	-2,5149,E-03	3,3155,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	Cp _L	m × Cp _L (t ₂ -t ₁)
CH ₃ OH	32	0,07	717,08	46,93
C ₄ H ₆ O ₂	86	44,05	1426,66	62.837,17
H ₂ O	18	45,05	613,75	27.648,16
Total		89,16	2.757,48	90.532,25

$$Qt = 90.532,25 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O)

$$\text{Suhu air masuk } (t_1) = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar } (t_2) = 50,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air rerata } (t_{avg}) = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,00 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas } (Cp) = 4,179 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,6654 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rapat massa } (\rho) = 1,0138 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3$$

Massa air yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} m_{air} &= \frac{Qt}{Cp_{air} (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{90.532,25 \text{ kJ/jam}}{4,179 \text{ kJ/kg.K} \times 323,00 - 303,00} \\ &= 1.083,18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	374,78	366,65
Fluida Dingin	323,00	303,00
ΔT	51,78	63,65

$$\Delta LMTD = \frac{51,78 - 63,65}{\ln(51,78 - 63,65)}$$

$$= 57,51 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-P}{1-RP}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1-P}\right)}{\ln\left(\frac{2-P(2-\sqrt{2})}{2-P(2+\sqrt{2})}\right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = -0,4065$$

$$P = -0,3862$$

Maka nilai FT :

$$A = 1,0795$$

$$B = 0,4974$$

$$C = -1,4065$$

$$D = 1,8123$$

$$E = 2,6461$$

$$F = -0,3785$$

$$F_t = 1,0085$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 1,01 \times 57,51 \text{ K} \\ &= 58,00 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

Hot fluid = medium organics

Cold fluid = Water

Range U_D = 50 - 125 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

Dipilih = 75 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

= 0,08 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q_t}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{90.532,25 \text{ kJ/jam}}{0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 20,00 \text{ K} \times 3600} \\ &= 16,77 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,62 in = 0,0157 m

Luas permukaan (a") = π × OD
 = 3,14 × 0,0191 m
 = 0,0598 m²/m

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

Maka dipilih panjang tabung (L) = 16 ft = 4,88 m

Jumlah tabung yang diperlukan (nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$
 = $\frac{16,77 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}}$
 = 57,471 tube

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
 Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13½	127	114	96	90	86	13½	109	106	86	82	74
15½	170	160	140	136	128	15½	151	138	122	118	110
17½	239	224	194	188	178	17½	203	196	178	172	166
19½	301	282	252	244	234	19½	262	250	226	216	210
21½	361	342	314	306	290	21½	316	302	278	272	260
23½	442	420	386	378	364	23½	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID *shell* = 12 in = 0,30 m = 1,00 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a" = 0,06 m²/m
- Nt = 82 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 1 in = 0,0254 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\
 &= \frac{4((0,5 \times 0,0254m) \times (0,886 \times 0,0254m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \\
 &= 0,0183 \text{ m} \\
 &= 0,7209 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 82 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\
 &= 23,92 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{90.532,25 \text{ kJ/jam}}{23,921 \text{ m}^2 \times 58,003 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 0,0181 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned}
 at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\
 &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2 \\
 at &= \frac{nt \times at'}{np} \\
 &= \frac{82 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0080 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\
 &= \frac{1.083,18 \text{ kg/jam}}{0,0080 \text{ m}^2} \\
 &= 37,70 \text{ Kg/m}^2.\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho \text{ air}} \\
 &= \frac{37,70 \text{ Kg/m}^2.\text{s}}{1.013,78 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,04 \text{ m / s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 37,70}{0,0007} \\
 &= 892,15
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times t_{avg})) \times V_{Lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times 40)) \times 0,04^{0,8}}{0,0157^{0,2}} \\
 &= 2,59 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 2,59 \times \frac{0,0157}{0,0191} \\
 &= 2,15 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side

Luas Aliran

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,30 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,0610 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clerance

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,30 \text{ m} \times 0,0610 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\
 &= 0,0046 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{4.600,84 \text{ kg/jam}}{0,0046 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 275,13 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$G'' = \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}}$$

$$= \frac{1.083,18 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 18,87 \times 3600}$$

$$= 0,0033 \text{ kg/m.s}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o

Dicoba :

$$h_o = 20,65 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$T_{Avg} = 370,72 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 313,00 \text{ K}$$

$$t_w = t_{Avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{Avg} - t_{Avg})$$

$$= 313,00 + \frac{20,65}{2,15 + 20,65} (370,72 - 313,00)$$

$$= 365,29 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{365,29 + 370,72}{2}$$

$$= 368,00 \text{ K} = 95,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	2,52E-04
C ₄ H ₆ O ₂	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	2,23E-04
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,95E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	717,12
C ₄ H ₆ O ₂	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	856,70
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	960,79

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K_{gas}
CH ₃ OH	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	2,2154E-02
C ₄ H ₆ O ₂	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,4852E-02
H ₂ O	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,4571E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu t_f

Komponen	X_i	$X_i \times K_{gas}$	$X_i \times \mu$	$X_i \times \rho$
CH ₃ OH	0,000	0,0000	0,000000	0,33
C ₄ H ₆ O ₂	0,823	0,0122	0,000183	705,32
H ₂ O	0,176	0,0043	0,000052	169,33
Total	1,000	0,0166	0,000235	874,98

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0033}{0,00023} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,00023}{0,0168^3 \times 871,3^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 20,65 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi h_o benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{2,15 \times 20,65}{2,15 + 20,65} \\
 &= 1,94 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,02} - \frac{1}{1,94} \\
 &= 54,66 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 R_{d_{min \text{ steam}}} &= 0,30 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ organik}}} &= 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ total}}} &= 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{8,79} \\ &= 0,0156 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 37,70 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 83,11 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 27.794,58 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0183 \text{ m} \\ &= 0,0601 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0156 \times 27.794,58^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0601} \\ &= 0,49 \text{ Psi} \\ &= 0,03 \text{ atm} \end{aligned}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\begin{aligned} V_T &= 0,04 \text{ m/s} \\ &= 0,12 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times Vt^2 \times pass}{2 \times g \times s}$$

$$= \frac{4 \times 0,04^2 \times 2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,00 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,49 + 0,00 = 0,49 \text{ Psi}$$

$\Delta P_T \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_T < \Delta P_T \text{ max}$, maka perancangan diterima

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell didapatkan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Jumlah Baffle

$$\begin{aligned} (N + 1) &= L : B \\ &= 4,88 : 0,0610 \\ &= 80,00 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times Gs}{\mu f} \\ &= \frac{0,0183 \times 275,13}{0,000235} \\ &= 21.407,26 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{65,89} \\ &= 0,0075 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gs &= 275,13 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 606,55 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 202.862,04 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ De &= 0,0183 \text{ m} \\ &= 0,0601 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0075 \times 202.862,04^2 \times 1 \times 80}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0601} \\ &= 3,94 \text{ Psi} \\ &= 0,27 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka perancangan diterima

KESIMPULAN COOLER (CL - 01)

Tugas : Mendinginkan hasil bawah Reboiler (RB-01) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O sebelum diumpangkan kedalam Menara Distilasi (MD-02) dari suhu $101,78^\circ\text{C}$ hingga $93,65^\circ\text{C}$ dan tekanan $1,47$ atm menggunakan media pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = $1,96$ atm = 1.489 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = $101,78$ °C = $374,78$ K
- Suhu keluar (t_2) = $93,65$ °C = $366,65$ K

Beban panas (Qt) = $90.532,25$ kJ/jam

Luas transfer panas (A) = $23,92$ m² = 257 ft²

Media Pendingin :

- Jenis = Air
- Suhu air masuk (T_1) = $30,00$ °C = $303,00$ K
- Suhu air keluar (T_2) = $50,00$ °C = $323,00$ K
- Massa pendingin = $1.083,18$ kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = $1,94$ kJ/m².s.K
- Ud = $0,02$ kJ/m².s.K
- ho = $20,65$ kJ/m².s.K
- hio = $2,15$ kJ/m².s.K
- Rd = $54,66$ m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = $0,50$ m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- OD tube = $0,75$ in
- ID tube = $0,62$ in
- Nt = 82 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = 1 in , *triangular pitch*
- ID shell = 12 in
- Pass = 1

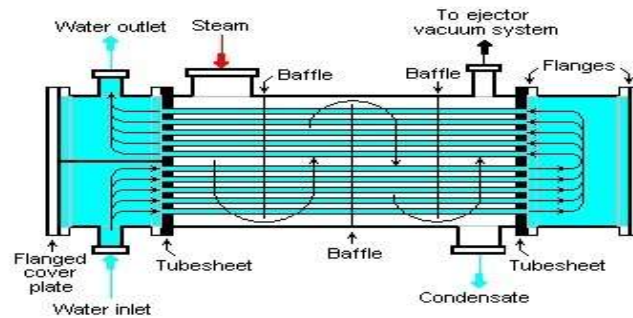
Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= 0,49 \text{ Psi} = 0,03 \text{ atm} \\ - \Delta P_r &= 0,00 \text{ Psi} = 0,00 \text{ atm} \\ - \Delta P_{T \text{ Total}} &= 0,49 \text{ Psi} = 0,03 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell

$$- \Delta P_S = 3,94 \text{ Psi} = 0,27 \text{ atm}$$

COOLER (CL - 02)



Tugas : Mendinginkan sebagian produk hasil dari embunan Condensor (CD-02) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O sebelum diumpungkan kedalam Tangki Penyimpanan (T-04) dari suhu $80,59^\circ\text{C}$ hingga 30°C dan tekanan $1,47$ atm menggunakan media pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi, - Tekanan = $1,00$ atm = 760 mmHg
 - Suhu masuk = $80,59$ °C = $353,59$ K
 - Suhu keluar = $35,00$ °C = $308,00$ K

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
CH_3OH	0,06	2,07	0,06	2,07
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	43,82	3.768,94	43,82	3.768,94
H_2O	0,94	16,87	0,94	16,87
Total	44,83	3.787,88	44,83	3.787,88

2. Beban Panas

Dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_t = m \times C_{p_l} (t_2 - t_1)$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas (kJ/jam)}$$

$$C_{p_l} = \text{Kapasitas panas (kJ/jam)}$$

$$V_i = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

$$L_{mass} = \text{Kecepatan massa uap (kg/jam)}$$

Dari Yaws, 1999, Cp cairan untuk tiap komponen :

Komponen	Cp = A + BT + CT ² + DT ³ (J/mol.K)			
	A	B	C	D
CH ₃ OH	40,152	3,1046,E-01	-1,0291,E-03	1,4598,E-06
C ₄ H ₆ O ₂	54,109	8,0399,E-01	-2,5149,E-03	3,3155,E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07

Komponen	BM	kmol/jam	Cp _L	m × Cp _L (t ₂ -t ₁)
CH ₃ OH	32	0,06	3.790,93	245,59
C ₄ H ₆ O ₂	86	43,82	7.522,98	329.693,62
H ₂ O	18	0,94	3.426,21	3.210,41
Total		44,83	14.740,12	333.149,63

$$Qt = 333.149,63 \text{ kJ/jam}$$

3. Media Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air (H₂O)

$$\text{Suhu air masuk } (t_1) = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar } (t_2) = 50,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air rerata } (t_{avg}) = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,00 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rerata :

$$\text{Kapasitas panas } (Cp) = 4,179 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,6654 \text{ cP} = 0,0007 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rapat massa } (\rho) = 1,0138 \text{ kg/L} = 1.013,78 \text{ kg/m}^3$$

Massa air yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} m_{air} &= \frac{Qt}{Cp_{air} (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{333.149,63 \text{ kJ/jam}}{4,179 \text{ kJ/kg.K} \times 323,00 - 303,00} \\ &= 3.986,00 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Beda Suhu Rerata

Beda suhu rerata logaritmik ($\Delta LMTD$) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)
Fluida Panas	353,59	308,00
Fluida Dingin	323,00	303,00
ΔT	30,59	5,00

$$\Delta LMTD = \frac{30,59 - 5,00}{\ln(30,59 - 5,00)}$$

$$= 14,13 \text{ K}$$

Faktor Efektivitas

Berdasarkan Smith, R, "Chemical Proces Design and Integration", Ed. 2, Mc Graw Hill, New York, 2001), Appendix D, faktor effektivitas dapat dihitung menggunakan persamaan :

When $R \neq 1$:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-P}{1-RP}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)}$$

When $R = 1$:

$$F_T = \frac{\left(\frac{\sqrt{2}P}{1-P}\right)}{\ln\left(\frac{2-P(2-\sqrt{2})}{2-P(2+\sqrt{2})}\right)}$$

Dengan hubungan :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

Dimana :

$$R = 2,2794$$

$$P = -0,4387$$

Maka nilai FT :

$$A = 2,4892$$

$$B = -0,3294$$

$$C = 1,2794$$

$$D = 2,3467$$

$$E = 4,5307$$

$$F = -0,6579$$

$$F_t = 0,9741$$

Maka beda suhu rerata :

$$\begin{aligned}\Delta t &= Ft \times LMTD \\ &= 0,97 \times 14,13 \text{ K} \\ &= 13,76 \text{ K}\end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

Dari tabel 8 Kern, hal. 840, diperoleh nilai U_D sebesar :

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

Hot fluid = medium organics

Cold fluid = Water

Range U_D = 50 - 125 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

Dipilih = 75 $J/m^2 \cdot s \cdot K$

= 0,08 $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$

5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Qt}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{333.149,63 \text{ kJ/jam}}{0,08 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \times 20,00 \text{ K} \times 3600} \\ &= 61,69 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor $> 10 \text{ m}^2$, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *shell and tube*

Ukuran Tube

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. ²	Surface per lin ft, ft ²		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401

Dipilih ¾ in OD, 16 BWG didapat dari tabel 10 Kern, diperoleh :

Diameter luar tabung (OD) = 0,75 in = 0,0191 m

Diameter dalam tabung (ID) = 0,62 in = 0,0157 m

Luas permukaan (a") = π × OD
 = 3,14 × 0,0191 m
 = 0,0598 m²/m

Panjang tabung dapat dilihat pada Towler and Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles", Mc Graw Hill, New York, 2008, didapat panjang tabung standar 6, 8, 10, 12, 16, dan 24 ft.

Maka dipilih panjang tabung (L) = 16 ft = 4,88 m

Jumlah tabung yang diperlukan (nt) = $\frac{A}{a'' \times L}$
 = $\frac{61,69 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4,88 \text{ m}}$
 = 211,49 tube

TABLE 9. TUBE-SHEET LAYOUTS (TUBE COUNTS).—(Continued)
 Triangular Pitch

¾ in. OD tubes on 1½ in. triangular pitch						¾ in. OD tubes on 1-in. triangular pitch					
Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Shell ID, in.	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13½	127	114	96	90	86	13½	109	106	86	82	74
15½	170	160	140	136	128	15½	151	138	122	118	110
17½	239	224	194	188	178	17½	203	196	178	172	166
19½	301	282	252	244	234	19½	262	250	226	216	210
21½	361	342	314	306	290	21½	316	302	278	272	260
23½	442	420	386	378	364	23½	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

Dari tabel 9 kern, diperoleh *layout Condenser* dengan spesifikasi :

Shell

- ID *shell* = 17,25 in = 0,44 m = 1,44 ft
- Pass = 1

Tube

- BWG = 16
- OD = 0,75 in
- ID = 0,62 in
- a" = 0,06 m²/m
- Nt = 224 tube
- Pass = 2
- L = 16 ft
- Pitch = 15/16 in = 0,0238 m

Diameter Ekuivalen

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(0,5P \times 0,866P - 0,125\pi \times OD_t^2)}{0,5 \times \pi \times OD_t} \\
 &= \frac{4((0,5 \times 0,0238m) \times (0,886 \times 0,0238m) - (0,125 \times 3,14 \times 0,0191m^2))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \\
 &= 0,0138 \text{ m} \\
 &= 0,5428 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor standar (A terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 224 \times 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,88 \text{ m} \\
 &= 65,34 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor standar (Ud terkoreksi)

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{Qt}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{333.149,63 \text{ kJ/jam}}{65,344 \text{ m}^2 \times 13,763 \text{ K} \times 3600} \\
 &= 0,1029 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

6. Koefisien Perpindahan Kalor Dalam *Shell*, *Tube*, dan Gabungan

A. *Tube Side*

Luas Aliran

$$\begin{aligned}
 at' &= \pi \frac{ID^2}{4} \\
 &= 3,14 \frac{0,0002}{4} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^2 \\
 at &= \frac{nt \times at'}{np} \\
 &= \frac{224 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} \\
 &= 0,0218 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{at} \\
 &= \frac{3.986,00 \text{ kg/jam}}{0,0218 \text{ m}^2} \\
 &= 50,78 \text{ Kg/m}^2.\text{s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Gt}{\rho \text{ air}} \\
 &= \frac{50,78 \text{ Kg/m}^2.\text{s}}{1.013,78 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,05 \text{ m / s}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,0157 \times 50,78}{0,0007} \\
 &= 1.201,82
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times t_{avg})) \times V_{Lin}^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4,2 \times (1,35 + (0,02 \times 40)) \times 0,05^{0,8}}{0,0157^{0,2}} \\
 &= 3,29 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 3,29 \times \frac{0,0157}{0,0191} \\
 &= 2,72 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

B. Shell Side**Luas Aliran**

$$as = \frac{ID_{Shell} \times B \times C''}{Pitch}$$

Jarak antar baffle berkisar antara $ID_{Shell}/5$ sampai ID_{Shell} , dipilih $ID_{Shell}/5$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{0,44 \text{ m}}{5} \\
 &= 0,0876 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Clerance

$$\begin{aligned}
 C'' &= Pitch - OD \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,44 \text{ m} \times 0,0876 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0077 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Flux Massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{Kecepatan massa fluida panas}}{as} \\
 &= \frac{3.787,88 \text{ kg/jam}}{0,0077 \text{ m}^2 \cdot 3600} \\
 &= 137,02 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

Beban Massa

Berdasarkan persamaan 12.43 Kern, D.Q.

$$G'' = \frac{\text{Kecepatan massa}}{L \times nt^{2/3}}$$

$$= \frac{3.986,00 \text{ kg/jam}}{4,88 \text{ m} \times 36,88 \times 3600}$$

$$= 0,0062 \text{ kg/m.s}$$

Koefisien Perpindahan Kalor

$$h_o = 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3}$$

Sifat fisis dievaluasi pada suhu t_f dan dicari dengan cara iterasi h_o

Dicoba :

$$h_o = 12,85 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

$$T_{Avg} = 330,79 \text{ K}$$

$$t_{Avg} = 313,00 \text{ K}$$

$$t_w = t_{Avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{Avg} - t_{Avg})$$

$$= 313,00 + \frac{12,85}{2,72 + 12,85} (330,79 - 313,00)$$

$$= 327,68 \text{ K}$$

$$t_f = \frac{327,68 + 330,79}{2}$$

$$= 329,24 \text{ K} = 56,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	Viskositas
CH ₃ OH	-9,06E+00	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	3,72E-04
C ₄ H ₆ O ₂	-1,22E+01	1,69E+03	2,86E-02	-2,63E-05	3,10E-04
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	4,98E-04

Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	Densitas
CH ₃ OH	2,72E-01	2,72E-01	2,33E-01	5,13E+02	757,81
C ₄ H ₆ O ₂	3,22E-01	2,55E-01	2,86E-01	5,36E+02	909,58
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02	998,54

Thermal Conductivity of Gas

Komponen	A	B	C	K_{gas}
CH ₃ OH	2,3400E-03	5,4340E-06	1,3154E-07	1,8388E-02
C ₄ H ₆ O ₂	-7,5700E-03	5,7245E-05	1,0008E-08	1,2362E-02
H ₂ O	5,3000E-04	4,7093E-05	4,9551E-08	2,1406E-02

Sifat Fisis Lapisan Embunan Pada Suhu t_f

Komponen	X_i	$X_i \times K_{gas}$	$X_i \times \mu$	$X_i \times \rho$
CH ₃ OH	0,001	0,0000	0,000000	0,41
C ₄ H ₆ O ₂	0,995	0,0123	0,000309	905,03
H ₂ O	0,004	0,0001	0,000002	4,45
Total	1,000	0,0124	0,000311	909,89

$$\begin{aligned}
 h_o &= 1,5 \left(\frac{4 \times G''}{\mu f} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu f}{k f^3 \times \rho f^2 \times g} \right)^{-1/3} \\
 &= 1,5 \left(\frac{4 \times 0,0062}{0,000311} \right)^{-1/3} \left(\frac{0,000311}{0,0124^3 \times 909,89^2 \times 9,8} \right)^{-1/3} \\
 &= 12,85 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}
 \end{aligned}$$

Jadi selisih yang didapatkan adalah 0 maka iterasi h_o benar

C. Koefisien Perpindahan Kalor Gabungan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{2,72 \times 12,85}{2,72 + 12,85} \\
 &= 2,25 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K}
 \end{aligned}$$

7. Faktor Pengotor

Faktor pengotoran dapat dihitung melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 &= \frac{1}{0,10} - \frac{1}{2,25} \\
 &= 9,27 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor minimum diisyaratkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 R_{d_{min \text{ steam}}} &= 0,30 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ organik}}} &= 0,20 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ} \\
 R_{d_{min \text{ total}}} &= 0,50 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh nilai $R_d > R_{d_{min}}$, maka perancangan dapat diterima

8. Penurunan Tekanan (ΔP)

A. Tube Side (Cold Fluid)

Penurunan tekanan pada tube side dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times pass}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}} \\ &= 0,0014 + \frac{0,125}{9,67} \\ &= 0,0143 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= 50,78 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 111,95 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 37.442,25 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} De &= 0,0138 \text{ m} \\ &= 0,0452 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,0143 \times 37.442,25^2 \times 16 \times 2}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0452} \\ &= 1,09 \text{ Psi} \\ &= 0,07 \text{ atm} \end{aligned}$$

Penurunan Tekanan Karena Belokan

$$\begin{aligned} V_T &= 0,05 \text{ m/s} \\ &= 0,16 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times Vt^2 \times pass}{2 \times g \times s}$$

$$= \frac{4 \times 0,16^2 \times 2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,00 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 1,09 + 0,00 = 1,09 \text{ Psi}$$

$\Delta P_T \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_T < \Delta P_T \text{ max}$, maka perancangan diterima

B. Shell Side (Hot Fluid)

Penurunan tekanan pada bagian shell didapatkan menggunakan persamaan :

$$\Delta P_s = \frac{f \times Gs^2 \times ID_s \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De}$$

Jumlah Baffle

$$\begin{aligned} (N + 1) &= L : B \\ &= 4,88 : 0,0876 \\ &= 55,65 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times Gs}{\mu f} \\ &= \frac{0,0138 \times 137,02}{0,000311} \\ &= 6.071,89 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{38,81} \\ &= 0,0103 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gs &= 137,02 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 302,08 \text{ lb/m}^2 \cdot \text{s} \\ &= 101.030,83 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\ De &= 0,0138 \text{ m} \\ &= 0,0452 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{0,0103 \times 101.030,83^2 \times 1,44 \times 55,65}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0452} \\ &= 1,78 \text{ Psi} \\ &= 0,12 \text{ atm} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ max}$ diisyaratkan sebesar 10 Psi

Berdasarkan perhitungan, diperoleh hasil $\Delta P_s < \Delta P_s \text{ max}$, maka perancangan diterima

KESIMPULAN COOLER (CL - 02)

Tugas : Mendinginkan sebagian produk hasil dari embunan Condensor (CD-02) berupa CH_3OH , $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$, dan H_2O sebelum diumpangkan kedalam Tangki Penyimpanan (T-04) dari suhu $80,59^\circ\text{C}$ hingga 35°C dan tekanan $1,47$ atm menggunakan media pendingin air.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kodisi Operasi :

- Tekanan = $1,00$ atm = 760 mmHg
- Suhu masuk (t_1) = $80,59$ °C = $353,59$ K
- Suhu keluar (t_2) = $35,00$ °C = $308,00$ K

Beban panas (Qt) = $333.149,63$ kJ/jam

Luas transfer panas (A) = $65,34$ m² = 703 ft²

Media Pendingin :

- Jenis = Air
- Suhu air masuk (T_1) = $30,00$ °C = $303,00$ K
- Suhu air keluar (T_2) = $50,00$ °C = $323,00$ K
- Massa pendingin = $3.986,00$ kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

- Uc = $2,25$ kJ/m².s.K
- Ud = $0,10$ kJ/m².s.K
- ho = $12,85$ kJ/m².s.K
- hio = $2,72$ kJ/m².s.K
- Rd = $9,27$ m².s.K/kJ
- Rd_{Min} = $0,50$ m².s.K/kJ

Dimensi Alat :

- OD tube = $0,75$ in
- ID tube = $0,62$ in
- Nt = 224 tube
- Panjang tube (L) = 16 ft
- Susunan pipa = $15/16$ in , *triangular pitch*
- ID shell = $17,25$ in
- Pass = 1

Penurunan Tekanan (ΔP) :*Tube*

$$\begin{aligned} - \Delta P_t &= 1,09 \text{ Psi} = 0,07 \text{ atm} \\ - \Delta P_r &= 0,00 \text{ Psi} = 0,00 \text{ atm} \\ - \Delta P_{T \text{ Total}} &= 1,09 \text{ Psi} = 0,07 \text{ atm} \end{aligned}$$

Shell

$$- \Delta P_S = 1,78 \text{ Psi} = 0,12 \text{ atm}$$



UTILITY

UTILITAS

Unit Utilitas merupakan unit yang menyediakan bahan pendukung proses meliputi penyediaan air, *steam*, listrik, udara tekan, dan bahan bakar dimana keberadaannya sangat penting dan dibutuhkan dalam menjalankan suatu proses produksi di sebuah pabrik proses salah satunya yaitu pabrik kimia.

A. Kebutuhan Air

Kebutuhan air diperoleh dan dapat dipenuhi dari Instalasi Pengolahan Air unit utilitas di Kawasan Ekonomi Khusus JIPE, Manyar, Gresik yang memiliki kapasitas pengolahan air cukup besar dengan jarak sekitar 1 km dari rencana lokasi pendirian pabrik.

Adapun kebutuhan air meliputi :

1. Air pendingin
2. Air umpan boiler
3. Air Sanitasi
4. Air Servis

Berikut syarat-syarat minimal spesifikasi air yang dapat digunakan yaitu :

1. Air Pendingin, Air Servis, dan Air Hidran
 - Tidak mengandung partikel padatan
 - Stabil dalam proses pendingin
 - Mampu membawa panas sebagai panas sensible
 - Tidak menyebabkan korosi
 - Bebas bakteri dan zat-zat organik
 - Kesadahan air cukup rendah
2. Air Umpan Boiler
 - Bebas dari partikel padatan
 - Bebas mineral
 - Bebas dari garam-garam terlarut
 - Bebas dari gas-gas terlarut
 - Bebas dari bakteri dan zat-zat organik
 - Kesadahan air cukup rendah
 - Tidak menyebabkan korosi
3. Air Sanitasi
 - Tidak mengandung partikel padatan
 - Jernih dan tidak berwarna
 - Tidak berbau dan tidak berasa

- Kesadahan air cukup rendah
- Bebas dari bakteri patogen dan non patogen
- tidak mengandung zat-zat organik

Air Pendingin :

1. Reaktor - 01	=	16.183,93 kg/jam
2. Reaktor - 02	=	3.452,92 kg/jam
3. Condensor - 01	=	77.022,73 kg/jam
4. Condensor - 02	=	90.196,35 kg/jam
5. Cooler - 01	=	1.083,18 kg/jam
6. Cooler - 02	=	3.986,00 kg/jam +
		<hr style="width: 100%; border: 0.5px solid black;"/>
		191.925,11 kg/jam

Spesifikasi air pendingin adalah sebagai berikut : (*Parameter Air Pendingin, Setiadi 2007*)

- Kekeruhan = 10 NTU (max)
- Konduktivitas = 1000 μ S (max)
- pH = 6 - 8
- TOC = 1000 ppm (max)
- TDS = 1000 mg/L (max)
- Silika = 150 mg/L (max)
- CaCO₃ = 300 mg/L (max)
- MgCO₃ = 350 mg/L (max)

Air Umpan Boiler :

1. Heater - 01	=	155,98 kg/jam
2. Heater - 02	=	109,13 kg/jam
3. Heater - 03	=	10,63 kg/jam
4. Heater - 04	=	102,71 kg/jam
5. Reboiler - 01	=	2.952,18 kg/jam
6. Reboiler - 02	=	2.848,37 kg/jam +
		<hr style="width: 100%; border: 0.5px solid black;"/>
		6.179,00 kg/jam

Spesifikasi air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- pH = 9,8 - 10
- Kadar silika = 0,2 mg/L
- Kesadahan total = 0 mg/L
- TDS = 0,2 mg/L
- Kadar O₂ = 0,07 mg/L

$$- \text{Kadar PO}_4 = 15 - 20 \text{ mg/L}$$

Air Sanitasi :

1. Air Kebutuhan Perkantoran

Dari Tabel 2.9, Sularso, halaman 21, diketahui kebutuhan air untuk perkantoran sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang. Dirancang untuk memenuhi sekitar 40 orang, maka air yang dibutuhkan untuk kebutuhan perkantoran yaitu sebesar :

$$\begin{aligned} &= 120 \text{ liter/hari/orang} \times 40 \text{ orang} \\ &= 4800 \text{ liter/hari} \\ &= 200 \text{ liter/jam} \\ &= 200 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air Kebutuhan Perumahan

Dari Tabel 2.9, Sularso, halaman 21, diketahui kebutuhan air untuk perumahan sebanyak 160-250 liter/hari tiap orang. Dirancang untuk memenuhi sekitar 10 rumah dimana setiap, dihuni sebanyak 4 orang, maka air yang dibutuhkan untuk kebutuhan perumahan yaitu sebesar :

$$\begin{aligned} &= 200 \text{ liter/hari/orang} \times 40 \text{ orang} \\ &= 8000 \text{ liter/hari} \\ &= 333,33 \text{ liter/jam} \\ &= 333,33 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Karyawan Shift

Kebutuhan air dirancang untuk memenuhi 120 orang karyawan shift dan masing-masing mendapatkan jatah sebesar 50 liter/orang/hari.

Sehingga diperoleh kebutuhan air karyawan shift :

$$\begin{aligned} &= \frac{120 \text{ karyawan} \times 50 \text{ liter/hari/karyawan}}{24 \text{ jam/hari}} \\ &= 250 \text{ liter/jam} \\ &= 250 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Kantin

Pengunjung kantin dirancang sebanyak 100 karyawan dengan kebutuhan air rata-rata 5 kg/hari dengan pemakaian air rata-rata 6 jam /hari

Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk kantin :

$$\begin{aligned} &= \frac{100 \text{ karyawan} \times 5 \text{ kg/hari/karyawan}}{6 \text{ jam/hari}} \\ &= 83,33 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5. Poliklinik

Pengunjung poliklinik dirancang sebanyak 20 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 8 jam/hari.

Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk poliklinik :

$$\begin{aligned} &= \frac{20 \text{ karyawan} \times 10 \text{ liter/hari/karyawan}}{8 \text{ jam/hari}} \\ &= 25,00 \text{ liter/jam} \\ &= 25,00 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6. Masjid

Pengunjung masjid sebanyak 180 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 20 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 2 jam/hari.

$$\begin{aligned} &= \frac{180 \text{ karyawan} \times 10 \text{ liter/hari/karyawan}}{8 \text{ jam/hari}} \\ &= 225,00 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

7. Laboratorium

Kebutuhan Air laboratorium dirancang sebesar 1000 liter/hari dengan pemakaian rata-rata 8 jam/hari, maka kebutuhan untuk tiap jamnya yaitu sebesar 125 liter/jam.

Sehingga diperoleh kebutuhan air total didalam tangki air sanitasi pabrik sebagai berikut :

1. Perkantoran	=	200,00	kg/jam
2. Perumahan	=	333,33	kg/jam
3. Karyawan Shift	=	250,00	kg/jam
4. Kantin	=	83,33	kg/jam
5. Poliklinik	=	25,00	kg/jam
6. Masjid	=	225,00	kg/jam
7. Laboratorium	=	125,00	kg/jam +
		<hr/>	
		1241,67	kg/jam

Air Servis :

1. Air Hydrant

Dari Sularso, halaman 22, diketahui kebutuhan air hidran sebanyak 130-260 liter/menit, dirancang untuk digunakan selama 8 jam dengan waktu tinggal 30 hari atau 240 jam.

$$\begin{aligned} &= 260 \text{ liter/menit} \times 60 \text{ menit/jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 124800 \text{ liter} = 124800 \text{ kg} \\ &= \frac{124800 \text{ kg}}{240 \text{ jam}} \end{aligned}$$

$$= 520,00 \text{ kg/jam}$$

2. Air Servis

Kebutuhan air untuk taman 1000 liter/hari

Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk taman :

$$= 1000 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 41,67 \text{ liter/jam}$$

$$= 41,67 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh kebutuhan total air servis sebagai berikut :

1. Air Hydrant	=	520,00	kg/jam	
2. Air Servis	=	41,67	kg/jam	+
		561,67	kg/jam	

Kebutuhan Air Total

1. Air Pendingin	=	191.925,11	kg/jam	
2. Air Umpan Boiler	=	6.179,00	kg/jam	
3. Air Sanitasi	=	1.241,67	kg/jam	
4. Air Servis	=	561,67	kg/jam	+
		199.907,44	kg/jam	

Perhitungan Make Up Water

1. Air yang hilang karena digunakan

Air Sanitasi	=	1.241,67	kg/jam	
Air Servis	=	561,67	kg/jam	

2. Air yang hilang pada Cooling Tower

Make Up Water	=	11.157,79	kg/jam	
---------------	---	-----------	--------	--

3. Air yang hilang pada Boiler

Blowdown Boiler	=	617,90	kg/jam	
-----------------	---	--------	--------	--

Kebutuhan total *make up water* :

1. Air Sanitasi	=	1.241,67	kg/jam	
2. Air Servis	=	561,67	kg/jam	
3. Make Up Water Cooling Tower	=	11.157,79	kg/jam	
4. Blowdown Boiler	=	617,90	kg/jam	+
		13.579,02	kg/jam	

B. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik meliputi :

1. Kebutuhan Listrik Alat Proses dan Utilitas

Kebutuhan listrik digunakan untuk menggerakkan alat unit proses dan unit utilitas dengan rincian sebagai berikut :

No.	Alat	Daya (HP)
1	Reaktor (R - 01)	5,00
2	Reaktor (R - 02)	5,00
3	Pompa (P - 01)	10,00
4	Pompa (P - 02)	0,75
5	Pompa (P - 03)	7,50
6	Pompa (P - 04)	0,50
7	Pompa (P - 05)	2,00
8	Pompa (P - 06)	0,50
9	Pompa (P - 07)	0,50
10	Pompa (P - 08)	0,50
11	Pompa (P - 09)	0,50
12	Pompa (P - 10)	0,50
13	Pompa (P - 11)	0,50
14	Pompa (P - 12)	0,50
15	Pompa (P - 13)	0,75
16	Pompa (P - 14)	0,50
17	Pompa (P - 15)	1,50
18	Pompa Utilitas (PU - 01)	0,50
19	Pompa Utilitas (PU - 02)	1,50
20	Pompa Utilitas (PU - 03)	5,00
21	Pompa Utilitas (PU - 04)	0,50
22	Pompa Utilitas (PU - 05)	0,50
23	Pompa Utilitas (PU - 06)	0,50
24	Pompa Utilitas (PU - 07)	0,50
25	Tangki Klorinasi (TU - 01)	0,50
26	Cooling Tower (CT - 01)	20,00
27	Tangki H ₂ SO ₄ (TU - 02)	0,50
28	Tangki NaOH (TU - 03)	0,50
29	Tangki N ₂ H ₂ (TU - 04)	0,50
30	Tangki NaH ₂ PO ₄ (TU - 05)	0,50
31	Kompresor (KU - 01)	3,00
TOTAL		71,50

2. Kebutuhan listrik untuk laboratorium, perkantoran, bengkel, dan keperluan lainnya diperkirakan sebesar 40% dari kebutuhan alat proses dan utilitas

$$= 40\% \times 71,50 \text{ Hp}$$

$$= 28,60 \text{ Hp}$$

3. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 10% dari kebutuhan alat proses dan utilitas

$$= 10\% \times 71,50 \text{ Hp}$$

$$= 7,15 \text{ Hp}$$

4. Kebutuhan Listrik Total

$$= 71,5 + 28,60 + 7,15$$

$$= 107,25 \text{ Hp}$$

$$= 79,98 \text{ Kwh}$$

Faktor daya sebesar 80 %

$$= \frac{79,98 \text{ Kwh}}{0,80}$$

$$= 99,97 \text{ Kwh}$$

Dibulatkan menjadi = 100 Kwh

Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari PLN (Perusahaan Listrik Negara) atau PT BKMS (Berkah Kawasan Manyar Sejahtera) selaku pengelola kawasan industri. Namun disediakan generator listrik untuk cadangan dengan kekuatan sebesar 100 Kwh jika sewaktu-waktu terjadi pemutusan listrik dari PLN/BKMS ataupun pasokan listrik berkurang.

C. Kebutuhan Udara Tekan

Kebutuhan udara tekan dipenuhi dengan menggunakan kompresor berdaya 3 Hp menghasilkan udara tekan bertekanan 3 atm dan dilengkapi dengan Tangki Silika guna mengurangi kadar air yang masih terkandung dalam udara. Kegunaan udara tekan ini digunakan untuk menggerakkan alat instrumentasi dan pengendalian proses yang dibutuhkan

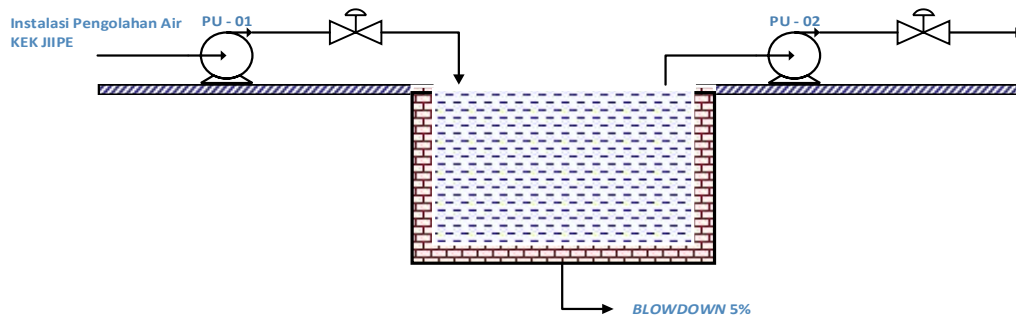
D. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar di Pabrik Metil Akrilat digunakan untuk memenuhi kebutuhan di Boiler dan Generator Listrik. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil yang dipenuhi oleh PT Pertamina (Persero)

$$= 399,11 + 0,3765$$

$$= 399,49 \text{ Liter/jam}$$

BAK AIR BERSIH (BU - 01)



Tugas : Menampung air bersih yang berasal dari Instalasi Pengolahan Air Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) JIPE.

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Data :

- Massa air = 13.579,02 kg/jam
- Rapat massa = 995,64 kg/m³
- Kecepatan volumetrik = 13,64 m³/jam
- Waktu tinggal = 12,00 jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air
2. Volume Bak Penampung
3. Dimensi Bak Penampung

1. Volume Air

$$\begin{aligned}V_L &= \text{Kecepatan Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 13,64 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12,00 \text{ jam} \\ &= 163,66 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}\text{Dirancang} &= 120\% \times \text{Volume air} \\ &= 120\% \times 163,66 \text{ m}^3 \\ &= 196,39 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Bak Penampung

$$\text{Dirancang kedalaman bak (H)} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Perbandingan panjang} \times \text{lebar} = P = 2L$$

Perhitungan dimensi :

$$V = P \times L \times H$$

$$196,39 = 2L \times L \times 2$$

$$L^2 = \frac{196,39 \text{ m}^3}{4}$$

$$L^2 = 49,10 \text{ m}^3$$

$$L = 7,01 \text{ m}$$

$$P = 2L$$

$$= 14,01 \text{ m}$$

KESIMPULAN BAK AIR BERSIH (BU - 01)

Tugas : Menampung air bersih yang berasal dari Instalasi Pengolahan Air Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) JIPE.

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

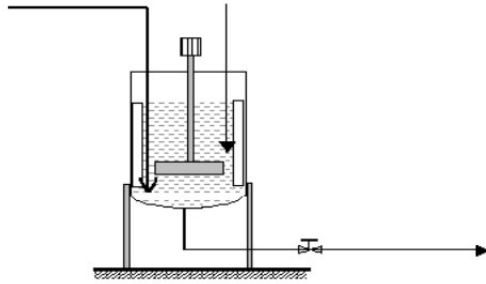
Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Dimensi Bak

- Jumlah = 1 Unit
- Volume air = 163,66 m³
- Volume bak = 196,39 m³
- Panjang = 14,01 m
- Lebar = 7,01 m
- Tinggi = 2 m
- Bahan konstruksi = Beton bertulang
- Waktu tinggal = 12 jam

TANGKI KLOORINASI (TU - 01)



Tugas : Melarutkan Cl_2 dalam air untuk membunuh bakteri dan patogen sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Data :

- Massa air = 1.241,67 kg/jam
- Rapat massa = 995,64 kg/m^3
- Kecepatan volumetrik = 1,25 m^3/jam
- Waktu tinggal = 1 jam

1. Volume Air Dalam Tangki

$$\begin{aligned} V &= \frac{\text{Kecepatan Massa Air}}{\text{Rapat Massa}} \\ &= \frac{1.241,67 \text{ kg/jam}}{995,64 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung Kebutuhan Cl_2

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \text{Cl}_2 &= 2 \text{ ppm dalam umpan air} \\ &= 2 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 1.247,10 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \\ &= 0,0025 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Massa Air

Larutan Cl2 dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned}\text{Massa Air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 0,0025 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0474 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

4. Kapasitas Untuk Waktu Tinggal

$$\begin{aligned}W &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 1,25 \text{ m}^3\end{aligned}$$

5. Volume Tangki

Dirancang volume tangki 20% lebih besar (*factor safety*)

$$\begin{aligned}V_T &= 1,2 \times W \\ &= 1,2 \times 1,25 \text{ m}^3 \\ &= 1,497 \text{ m}^3\end{aligned}$$

6. Dimensi Tangki

Dirancang dengan perbandingan $D : H = 1 : 2$

$$\begin{aligned}V_T &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 2D}{4} \\ D^3 &= \frac{4 \times V_T}{2 \times \pi} \\ D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times V_T}{2 \times \pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 1,497 \text{ m}^3}{2 \times 3,14}} \\ \mathbf{D} &= 0,98 \text{ m} = 38,75 \text{ in} = 3,23 \text{ ft} \\ \mathbf{H} &= 1,97 \text{ m} = 77,49 \text{ in} = 6,46 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Shell

Bahan Konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-283 Grade C* (Brownell and Young, 342)

$$\begin{aligned}f &: \text{Allowable stress} &= 12650 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Faktor keamanan} &&= 20\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

- t = tebal dinding reaktor (in)
- P = tekanan perancangan (psia)
- r = jari-jari reaktor (in)
- f = *allowable stress*
- E = efisiensi sambungan
- C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned}
 t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 19,37 \text{ in}}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0338 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1588 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\
 &= 38,75 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 39,12 \text{ in} \\
 &= 3,26 \text{ ft} \\
 &= 0,99 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 40 in. (Brownell & Young, hal : 90)

Menentukan Tebal Head

Bahan Konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-283 Grade C* (Brownell and Young, 342)

- f : *Allowable stress* = 12650 Psi (appendix D, Brownell & Young)
- E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownell & Young)
- c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

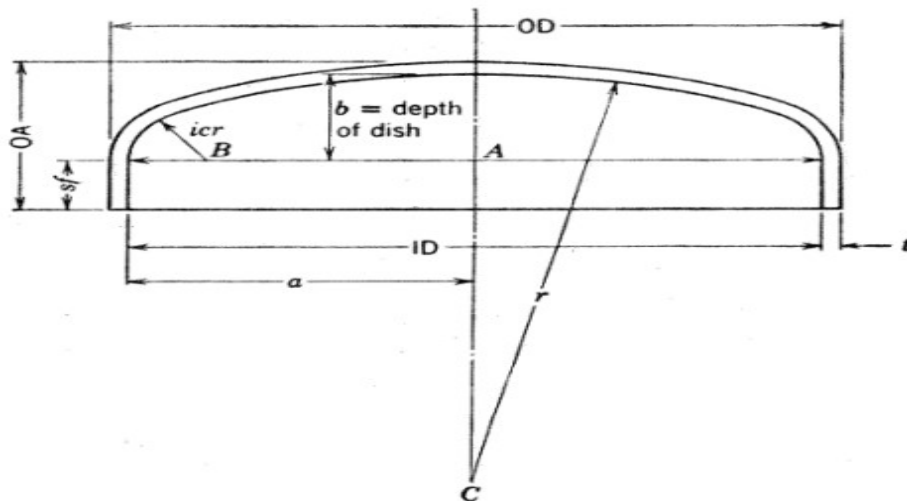
$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 19,37 \text{ in}}{12.650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0299 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1549 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr* = Inside - Corner Radius
- sf* = Straight Flange
- r* = Radius of Dish
- OD* = Outside Diameter
- b* = Depth of Dish (Inside)
- a* = Inside Radius
- ID* = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/4
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/16
3/8	1 1/2-3	1 1/8
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/8
9/16	1 1/2-3 1/2	1 7/8
5/8	1 1/2-3 1/2	2 1/8
3/4	1 1/2-4	2 5/8
7/8	1 1/2-4	3
1	1 1/2-4	3 3/8
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 7/8
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/2
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,167 ft = 0,0508 m

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

<i>t</i>	40		42		48		54		60		66		72	
	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↑	↓	48	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
3/8	↓	↓	↓	↑	↓	42	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
7/16	↓	40	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1/2	↓	36	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
9/16	↓	2 1/2	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
5/8	↓	2 5/8	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
3/4	↓	3	↓	40	↓	3	↓	3 1/4	↓	3 5/8	↓	4	↓	4 3/8
7/8	↓	3 3/8	↓	3 3/8	↓	42	↓	3 3/8	↓	3 3/8	↓	4	↓	4 3/8
1	↓	3 3/4	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 1/8	↓	4 1/8	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 1/4	↓	4 1/2	↓	↑	↓	42	↓	↑	↓	↑	↓	4 1/2	↓	↑
1 3/8	↓	4 3/4	↓	↑	↓	48	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 1/2	↓	4 7/8	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 3/4	↓	5 1/4	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
1 5/8	↓	5 5/8	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2	↓	6	↓	↑	↓	↑	↓	48	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 1/4	↓	6 3/4	↓	↑	↓	↑	↓	54	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 1/2	↓	7 1/2	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑
2 3/4	↓	8 1/4	↓	36	↓	8 1/4	↓	42	↓	8 1/4	↓	42	↓	8 1/4
3	↓	8 3/4	↓	42	↓	9	↓	48	↓	9	↓	54	↓	9

$$OD = 40,00 \text{ in}$$

$$r = 40,00 \text{ in}$$

$$icr = 2,5 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{38,75}{2} = 19,37 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 19,37 \text{ in} - 2,5 \text{ in}$$

$$= 16,87 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 40,00 \text{ in} - 2,5 \text{ in} \\
 &= 37,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(37,50)^2 - (16,87)^2} \\
 &= 33,49 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 40,00 \text{ in} - 33,49 \text{ in} \\
 &= 6,51 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,1875 + 6,51 + 2 \\
 &= 8,70 \text{ in} \\
 &= 0,72 \text{ ft} \\
 &= 0,22 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi head (H_{Head}) = 0,22 m

Menentukan Tinggi Total

Tinggi Total = Tinggi Shell + 2 × Tinggi Head

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= 1,97 \text{ m} + 2 \times 0,22 \text{ m} \\
 &= 1,97 \text{ m} + 0,44 \text{ m} \\
 &= 2,41 \text{ m} \\
 &= 7,91 \text{ ft} \\
 &= 94,89 \text{ in}
 \end{aligned}$$

7. Ketinggian Cairan Dalam Tangki

Volume Cairan Dalam Head :

$$\begin{aligned}
 V_{Head} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\
 &= \frac{3,14}{4} \times (0,98 \text{ m})^2 \times \frac{0,98 \text{ m}}{6} \\
 &= 0,1247 \text{ m}^3 \\
 &= 4,404 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Luas Selimut Tangki :

$$\begin{aligned}
 A &= \pi \times ID \times H \\
 &= 3,14 \times 3,23 \text{ ft} \times 6,46 \text{ ft} \\
 &= 65,472 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$= 6,0825 \text{ m}^2$$

Luas Penampang Tangki :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (3,23 \text{ ft})^2 \\ &= 8,18 \text{ ft}^2 \\ &= 0,76 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

Volume Tangki = Volume *shell* dan *bottom* + Volume *head* (atap)

$$\begin{aligned} \text{Volume } shell \text{ dan } bottom &= 52,85 \text{ ft}^3 - 4,40 \text{ ft}^3 \\ &= 48,45 \text{ ft}^3 \\ &= 1,37 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Tangki :

Volume *shell* dan *bottom* = Luas Penampang Tangki \times Tinggi Cairan

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= \frac{48,45 \text{ ft}^3}{8,18 \text{ ft}^2} \\ &= 5,92 \text{ ft} \\ &= 1,80 \text{ m} \end{aligned}$$

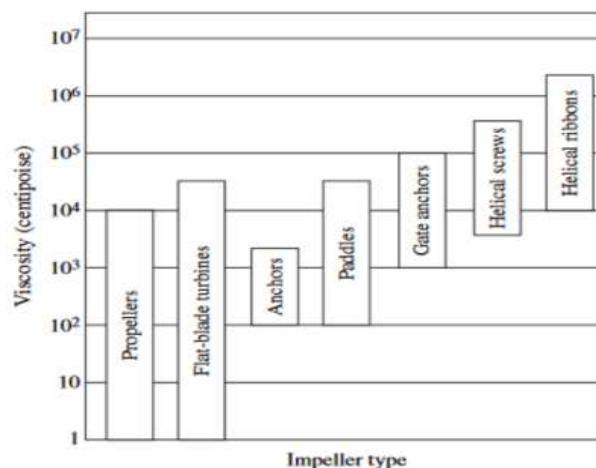
7. Perancangan Pengaduk

Data :

- Viskositas = 0,8177 cP = 0,000818 kg/m.s
- Densitas = 62,156 lb/ft³ = 995,649 kg/m³

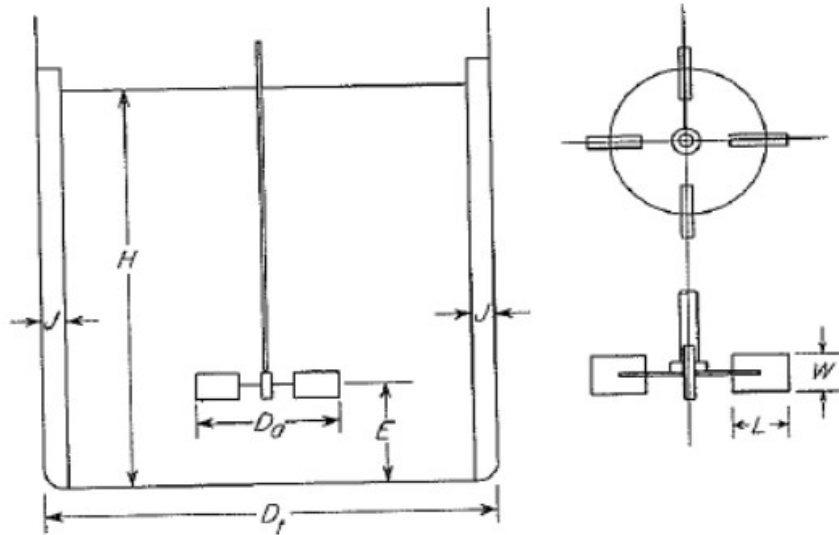
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

(Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,8177 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. *Measurements of Turbine*

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
- D_a = Diameter *Propeller*
- W = Tinggi *Propeller*
- L = Lebar *Propeller*
- J = Lebar *Baffle*
- E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
- H = Tinggi *Shell*

$$\begin{aligned}
 Dt &= 38,75 \text{ in} = 0,98 \text{ m} \\
 Da &= \frac{0,98 \text{ m}}{3} = 0,33 \text{ m} = 12,92 \text{ in} \\
 E &= \frac{0,98 \text{ m}}{3} = 0,33 \text{ m} = 12,92 \text{ in} \\
 W &= \frac{0,33 \text{ m}}{5} = 0,07 \text{ m} = 2,58 \text{ in} \\
 J &= \frac{0,98 \text{ m}}{12} = 0,08 \text{ m} = 3,23 \text{ in} \\
 L &= \frac{0,33 \text{ m}}{4} = 0,08 \text{ m} = 3,23 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Baffle

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Baffle} &= \text{Tinggi Shell} - \text{Jarak Propeller dengan dasar reaktor} \\
 &= 77 \text{ in} - 12,92 \text{ in} \\
 &= 64,58 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Baffle Standar} = 0,0079 \text{ m} = 0,3110 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Baffle} &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{tebal baffle} \times 6 \\
 &= 3,23 \text{ in} \times 64,58 \text{ in} \times 0,31 \text{ in} \times 6 \\
 &= 389,11 \text{ in}^3 \\
 &= 0,01 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jumlah Pengaduk

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$WELH$ = *Water Equivalent Liquid High* ($Z_L \cdot Sg$)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

Sg = *Specific gravity*

Z_L = Tinggi cairan pada bagian *shell* + tinggi *head*

$$\begin{aligned}
 Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian } shell + sf + b \\
 &= 71,03 \text{ in} + 2 \text{ in} + 6,51 \text{ in} \\
 &= 79,55 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 0,9956 \text{ kg/L} \\
 &= 995,65 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_g &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 30^\circ\text{C}} \\
 &= \frac{995,65 \text{ kg/m}^3}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,00
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 WELH &= 79,55 \text{ in} \times 0,60 \\
 &= 47,73 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\
 &= \frac{47,73 \text{ in}}{38,75 \text{ in}} \\
 &= 1,23 \approx 1
 \end{aligned}$$

Putaran Pengaduk

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 500 ft/menit

$$\begin{aligned}
 N &= 500 \text{ ft/menit} = 152,4 \text{ m/menit} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi D a} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,33 \text{ m/rotasi}} \\
 &= 147,95 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 155 \text{ rpm} \\
 &= 2,58 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu}$$

(Rase, 1997, Halaman 354)

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

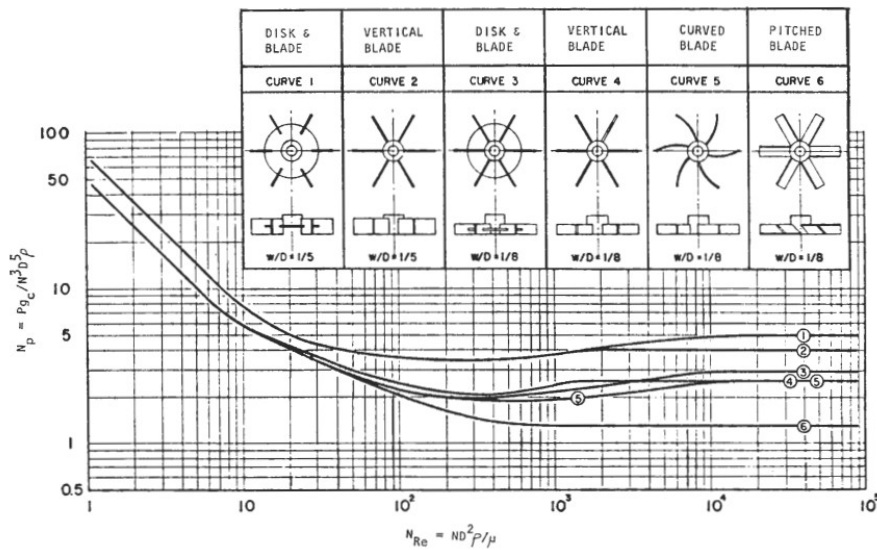
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{(0,33 \text{ m})^2 \times 2,58 \text{ rps} \times 995,649 \text{ kg/m}^3}{0,000818 \text{ kg/ms}} \\ &= 338.513,05 \end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_o = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_o = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

ρ = Densitas fluida
 N = kecepatan putaran
 Di = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned}
 P_o &= 5 \times 995,649 \text{ kg/m}^3 \times (2,58 \text{ rps})^3 \times (0,33 \text{ m})^5 \\
 &= 291,68 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 291,68 \text{ N.m/s} \\
 &= 291,68 \text{ J/s} \\
 &= 291,68 \text{ watt} \\
 &= 0,29 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 0,39 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,39 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,49 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1 1/2$, 2, 3, 5, $7 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ)

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

$$\sigma = \text{Beban hidrolik (N.m)}$$

$$N = \text{Kecepatan putar (rps)}$$

$$P_0 = \text{Daya Penggerak (N.m/s)}$$

$$\begin{aligned}\sigma &= \frac{P_0}{N} \\ &= \frac{291,68 \text{ N.m/s}}{2,58 \text{ rps}} \\ &= 112,91 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Momen blending (M)

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

$$M = \text{Momen blending}$$

$$Lp = \text{Panjang poros (m)}$$

$$L = \text{Panjang impeller (m)}$$

$$\begin{aligned}Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (6,51 \text{ in} + 2 \text{ in} + 77,49 \text{ in}) - (1/3 \times 77,49 \text{ in}) \\ &= 60,17 \text{ in} \\ &= 1,53 \text{ m}\end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}M &= \frac{0,3 \times 291,68 \text{ N.m/s} \times 1,53 \text{ m}}{2,58 \text{ rps} \times 0,08 \text{ m}} \\ &= 631,25 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft})

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times ((112,91 \text{ N.m})^2 + (631,25 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3}$$
$$= 0,0293 \text{ m}$$

Volume Poros (V_{Shaft})

$$V_{Shaft} = \pi \times D_{Shaft}^2 \times L_p$$
$$= 3,14 \times (0,0293 \text{ m})^2 \times 1,53 \text{ m}$$
$$= 0,0041 \text{ m}^3$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah impeller} &= 4 \\ \text{Jumlah sudut (n)} &= 6 \\ \text{Tinggi blade (W)} &= 2,58 \text{ in} \\ \text{Panjang blade (L)} &= 3,23 \text{ in} \\ \text{Tebal impeller (ti)} &= 0,20 \text{ in} \end{aligned}$$

$$V_{impeller} = 4 \times L \times W \times ti \times n$$
$$= 4 \times 6,96 \text{ in} \times 5,57 \text{ in} \times 0,2 \text{ in} \times 6$$
$$= 40,03 \text{ in}^3 = 0,0007 \text{ m}^3$$

Volume Pengaduk (V_A)

$$V_A = V_{Shaft} + V_{Impeller}$$
$$= 0,0041 \text{ m}^3 + 0,0007 \text{ m}^3$$
$$= 0,0048 \text{ m}^3$$

KESIMPULAN TANGKI KLORINASI (TU - 01)

Tugas : Melarutkan Cl_2 dalam air untuk membunuh bakteri dan patogen sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi.

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu tinggal = 1 jam

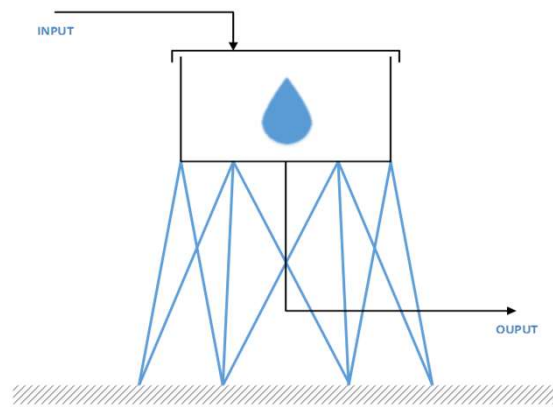
Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,98 m
- Diameter luar (OD) = 0,99 m
- Tinggi *head* = 0,22 m
- Tinggi *shell* = 1,97 m
- Tinggi total = 2,41 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,33 m
- Tinggi *blade* = 0,07 m
- Lebar *blade* = 0,08 m
- Lebar *baffle* = 0,08 m
- Kecepatan = 155 rpm
- Daya = 0,5 Hp

BAK AIR SANITASI (BU - 02)



Tugas : Menampung sementara air untuk kebutuhan air sanitasi sebelum di distribusikan

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Data :

- Massa air = 1.241,67 kg/jam
- Rapat massa = 995,64 kg/m³
- Kecepatan volumetrik = 1,25 m³/jam
- Waktu tinggal = 12 jam

Langkah Perhitungan :

1. Volume Air
2. Volume Bak Penampung
3. Dimensi Bak Penampung

1. Volume Air

$$\begin{aligned}V_L &= \text{Kecepatan Volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 14,97 \text{ m}^3\end{aligned}$$

2. Volume Bak Penampung

$$\begin{aligned}\text{Dirancang} &= 120\% \times \text{Volume air} \\ &= 120\% \times 14,97 \text{ m}^3 \\ &= 17,96 \text{ m}^3\end{aligned}$$

3. Dimensi Bak Penampung

$$\text{Dirancang kedalaman bak (H)} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Perbandingan panjang} \times \text{lebar} = P = 2L$$

Perhitungan dimensi :

$$V = P \times L \times H$$
$$17,96 = 2L \times L \times 2$$

$$L^2 = \frac{17,96 \text{ m}^3}{4}$$

$$L^2 = 4,49 \text{ m}^3$$

$$L = 2,12 \text{ m}$$

$$P = 2L$$

$$= 4,24 \text{ m}$$

KESIMPULAN BAK AIR SANITASI (BU - 02)

Tugas : Menampung sementara air untuk kebutuhan air sanitasi sebelum di distribusikan

Jenis : Bak Beton Berbentuk Persegi Panjang

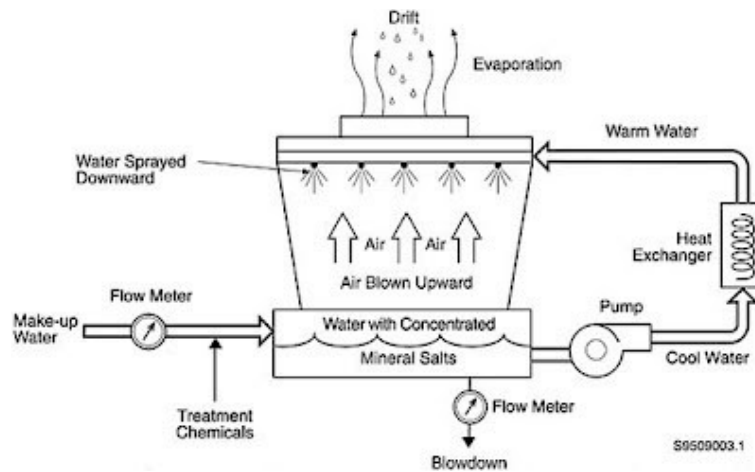
Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Dimensi Bak

- Jumlah = 1 Unit
- Volume air = 14,97 m³
- Volume bak = 17,96 m³
- Panjang = 4,24 m
- Lebar = 2,12 m
- Tinggi = 2 m
- Bahan Konstruksi = Beton bertulang
- Waktu tinggal = 12 jam

COOLING TOWER (CT - 01)



Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical Induced Draft Counter Flow Cooling Tower*

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu input (T_1) = 50 °C = 323 K
- Suhu output (T_2) = 30 °C = 303 K
- Kecepatan massa = 191.925,11 kg/jam
- Rapat massa = 995,649 kg/m³

Data Udara Lingkungan :

- Suhu udara lingkungan ($T_{g\ in}$) = 30 °C = 303 K
- Kelembapan relatif (RH) = 70%
- Kapasitas panas udara = 1,008 kJ/kg.K
- kapasitas panas uap air = 1,884 kJ/kg.K
- Entalpi penguapan (H_{VAP}) = 2302 kJ/kg

(Treybal, R, E., 1981, *Mass Transfer Operation*, Ed. 3rd, Mc Graw Hill : New York)

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Kadar Uap Air Dalam Udara
2. Menentukan Kebutuhan Udara
3. Menghitung Kebutuhan Make Up Wakter
4. Dimensi Cooling Tower
5. Menghitung Daya Penggerak Fan

1. Menentukan Kadar Uap Air Dalam Udara

Diperoleh dari *Humidity Chart figure 7.5 (a)* Psychrometric chart for air-water vapor (Treybal, R, E., 1981, *Mass Transfer Operation*, Ed. 3rd, Mc Graw Hill : New York)

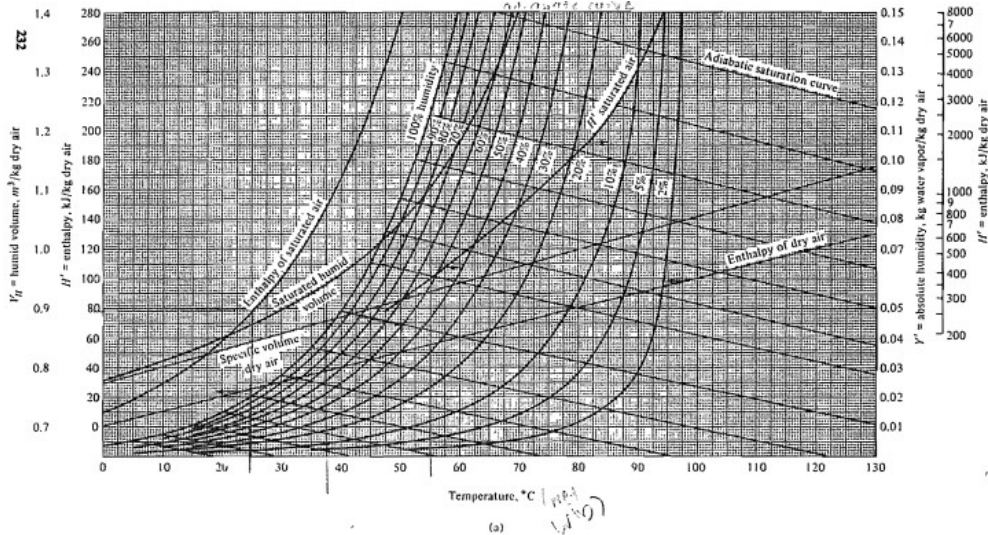


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K} \\ \text{Kelembaban relatif} &= 70\% \\ Y_1 &= 0,018 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg udara kering} \end{aligned}$$

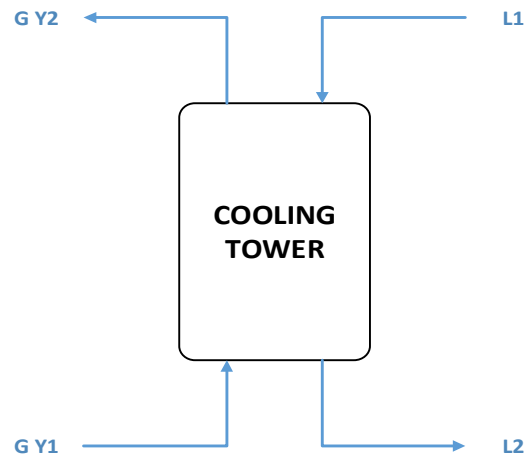
2. Menentukan Kebutuhan Udara

Kebutuhan udara diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas.

Dirancang :

$$\begin{aligned} \text{Suhu keluar} &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308 \text{ K} \\ \text{Kelembaban relatif} &= 100\% \\ \text{Rasio uap air / massa udara} &= 0,027 \text{ kg/kg udara (dari humidity chart)} \end{aligned}$$

Neraca Massa :



Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi bernilai = 0

$$G(1 + Y1) + L1 - G(1 + Y2) - L2 = 0$$

$$G(Y1 - Y2) + L1 - L2 = 0$$

$$G(Y2 - Y1) + L2 = L1$$

Keterangan :

G = Kecepatan massa udara bersih kering (kg/jam)

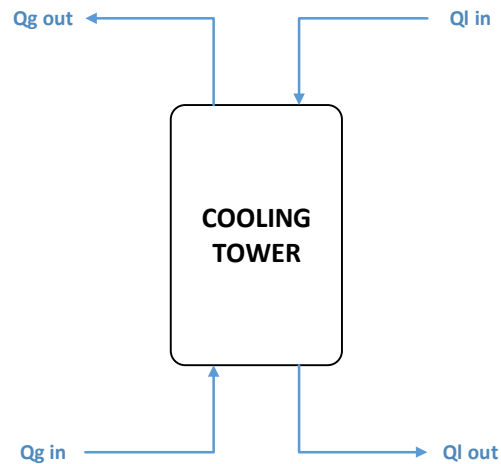
$Y1$ = Kecepatan massa air masuk *cooling tower* (kg/jam)

$Y2$ = Kecepatan massa air keluar *cooling tower* (kg/jam)

$L1$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering masuk (kg/kg)

$L2$ = Rasio massa uap air / massa udara basis kering keluar (kg/kg)

Neraca Panas :



Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi bernilai = 0

$$Qg_{in} + Ql_{in} - Qg_{out} - Ql_{out} = 0$$

Keterangan :

Qg_{in} = Kecepatan panas udara masuk (kJ/jam)

Qg_{out} = Kecepatan panas udara keluar (kJ/jam)

Ql_{in} = Kecepatan panas air masuk (kJ/jam)

Ql_{out} = Kecepatan panas air keluar (kJ/jam)

Panas yang dibawa masuk udara dihitung dengan persamaan :

$$Qg = G \times Hg$$

$$Hg = (Cp_U + Y' Cp_{Uap}) \times (T_g - T_{reff}) + H_{vap} Y'$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}H_g &= \text{Entalpi yang dibawa oleh udara (kJ/jam)} \\Cp_U &= \text{Kapasitas panas udara basis kering (kJ/kg.K)} = 1,008 \text{ kJ/kg.K} \\Cp_{U_{vap}} &= \text{Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)} = 1,884 \text{ kJ/kg.K} \\H_{vap} &= \text{Panas laten penguapan air (kJ/kg)} = 2302 \text{ kJ/kg} \\T_{reff} &= \text{Suhu refrensi (K)} = 298 \text{ K} \\Tg_1 &= \text{Suhu udara (K)} = 303 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Hg_1 &= (1,008 \text{ kJ/kg.K} + 0,018 \text{ kg/kg} \times 1,884 \text{ kJ/kg.K}) \times \\&\quad (303 \text{ K} - 298 \text{ K}) + (2302 \text{ kJ/kg} \times 0,018) \\&= 46,65 \text{ kJ/kg} \\Gg_1 &= G \times 46,65 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Panas yang dibawa keluar oleh udara :

$$\begin{aligned}Tg_2 &= 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308 \text{ K} \\Y_2 &= 0,027 \text{ kg/kg} \\Hg_2 &= (1,008 \text{ kJ/kg.K} + 0,027 \text{ kg/kg} \times 1,884 \text{ kJ/kg.K}) \times \\&\quad (308 \text{ K} - 298 \text{ K}) + (2302 \text{ kJ/kg} \times 0,027) \\&= 72,74 \text{ kJ/kg} \\Gg_2 &= G \times 72,74 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$Ql_{in} = L1 \times Cp_{Air} \times (Tl_1 - T_{reff})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}Cp_{Air} &= \text{Kapasitas panas air} = 4,184 \text{ kJ/kg.K} \\L_1 &= \text{Kecepatan massa air masuk} = 191.925,11 \text{ kg/jam} \\Tl_1 &= \text{Suhu air masuk} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Ql_{in} &= 191.925,11 \text{ kg/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kg.K} \times (323 - 298) \text{ K} \\&= 20.075.366,94 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$Ql_{out} = L2 \times Cp_{Air} \times (Tl_2 - T_{reff})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}Cp_{Air} &= \text{Kapasitas panas air} = 4,184 \text{ kJ/kg.K} \\L_2 &= \text{Kecepatan massa air keluar} = L_2 \text{ kg/jam} \\Tl_2 &= \text{Suhu air keluar} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ql_{out} &= L_2 \text{ kg/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kg.K} \times (303 - 298) \text{ K} \\
 &= 20,92 L_2 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas di Cooling Tower

$$\begin{aligned}
 (Q_2 - Q_1) G + Q_{out} \times L_2 &= Ql_{in} \\
 (72,74 - 46,65) G + 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 \\
 26,10 G + 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 \dots\dots\dots(1)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G(Y_2 - Y_1) + L_2 &= L_1 \\
 G(0,027 - 0,02) + L_2 &= 191.925,11 \\
 0,009 G + L_2 &= 191.925,11 \dots\dots\dots(2)
 \end{aligned}$$

Eliminasi dan substitusi persamaan untuk mencari G dan L₂

$$\begin{array}{rcl}
 26,10 G + 20,92 L_2 &= & 20.075.366,94 \\
 0,009 G + L_2 &= & 191.925,11
 \end{array}
 \left| \begin{array}{l} \times 1 \\ \times 20,92 \end{array} \right.$$

$$\begin{array}{rcl}
 26,10 G + 20,92 L_2 &= & 20.075.366,94 \\
 0,19 G + 20,92 L_2 &= & 4.015.073,39 \quad - \\
 \hline
 25,91 G + 0 &= & 16.060.293,55 \\
 G &= & \frac{16.060.293,55}{25,91} \\
 &= & 619.876,98 \text{ kg/jam}
 \end{array}$$

Substitusi nilai G ke persamaan (1)

$$\begin{aligned}
 26,10 \times G + 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 \\
 26,10 \times 619.876,98 + 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 \\
 16.177.003,99 + 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 \\
 20,92 L_2 &= 20.075.366,94 - 16.177.003,99 \\
 20,92 L_2 &= 3.898.362,95 \\
 L_2 &= \frac{3.898.362,95}{20,92} \\
 &= 186.346,22 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Kebutuhan Air Yang Hilang Pada *Cooling Tower*

Air Yang Hilang Akibat Penguapan (W_e)

$$\begin{aligned} W_e &= L_1 - L_2 \\ &= 191.925,11 - 186.346,22 \\ &= 5.578,89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

(Perry, R, H., Chemical Engineering Handbook, Ed. 7, halaman : 12 - 20)

Air Yang Hilang Akibat Percikan (W_d)

$$\begin{aligned} W_d &= 0,0002 \times W_c \\ &= 0,0002 \times 191.925,11 \text{ kg/jam} \\ &= 38,39 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

(Perry, R, H., Chemical Engineering Handbook, Ed. 7, halaman : 12 - 20)

Kebutuhan Air Blowdown (W_b)

Cycles of Concentration (COC) berkisar antara 1 sampai 5.

Dirancang COC sebesar 2

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) \times W_d}{\text{Cycles} - 1} \\ &= \frac{5.578,89 - (2 - 1) \times 38,39}{2 - 1} \\ &= 5.540,51 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan *Make Up Water* (W_m)

$$\begin{aligned} W_m &= W_e + W_d + W_b \\ &= 5.578,89 + 38,39 + 5.540,51 \\ &= 11.157,79 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Dimensi Cooling Tower

Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition, halaman : 12 - 19)

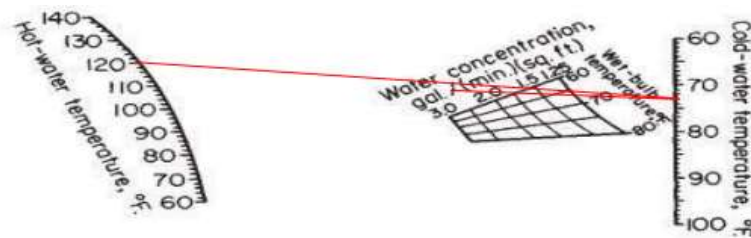


FIG. 12-14 Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (Ecodyne Corp.)

$$\begin{aligned}
 \text{Flux volume} &= 1,75 \text{ gallon/menit.ft}^2 = 4,2778 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam} \\
 \text{Kecepatan volume air dalam Cooling Tower} &= 191.925,11 \text{ kg/jam} \\
 &= 192,76 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 848,71 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang (A)} &= \frac{192,76 \text{ m}^3/\text{jam}}{4,2778 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam}} \\
 &= 45,06 \text{ m}^2 \\
 &= 485,04 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang Panjang (P) = Lebar (L)

$$\begin{aligned}
 L &= 45,06 \text{ m}^2 \text{ }^{0,5} \\
 &= 6,71 \text{ m} \\
 P &= 6,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Perry, 7th edition, halaman 12 - 16, diperoleh tinggi cooling tower berkisar antara 7,6 - 9,1 m

$$\text{Dirancang Tinggi (H)} = 8,50 \text{ m}$$

Bahan Isian

Bahan isian dipakai plastic raching ring 1 in dengan Kxa (Karakteristik bahan isian) = 635 (Kern, halaman 600)

Menghitung *Number of Diffusion Unit* (nd)

$$nd = \frac{K_a \times V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H}$$

Keterangan :

H' = Enthalphy udara jenuh pada suhu cair (T_{sb}el 17.2, Kern)

H = Enthalphy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \times (T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = 1,05$$

H₁ = Enthalphy udara jenuh pada suhu wet bulb (80°F)

H₁ = 31 BTU/lb udara

H₂ = 66,725 BTU/lb udara

Persamaan diatas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan *Log Mean Enthalpy Difference* sebagai berikut :

$$\log(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln\left(\frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1}\right)}$$

Dari figure 17-12, Kern, halaman 603, diperoleh :

$$H'_1 = 43,5 \text{ BTU/lb udara kering}$$

$$H'_2 = 76 \text{ BTU/lb udara kering}$$

$$\begin{aligned} \log(H' - H) &= \frac{(76 - 66,725) - (43,5 - 31)}{\ln\left(\frac{76 - 66,725}{43,5 - 31}\right)} \\ &= 10,81 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$nd = \frac{Ka \times V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{H' - H} = 4,1095$$

Liquid loading (L) = 3000 lb/jam.ft² (Kern, hal: 600)

Menghitung tinggi bahan isian :

$$\begin{aligned} Z &= \frac{nd \times L}{Kxa} \\ &= \frac{4,1095 \times 3000 \text{ lb/jam.ft}^2}{635 \text{ lb/jam.ft}^3} \\ &= 19,41 \text{ ft} \\ &= 5,92 \text{ m} \end{aligned}$$

Basin

Cooling Tower (CT) dilengkapi dengan tangki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada cooling tower yang akan diumpankan ke cooler. Dibuat bak penampung yang berbentuk empat persegi sama sisi

Waktu tinggal = 10 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{191.925,11 \text{ kg/jam}}{995,649 \text{ kg/m}^3} \\ &= 192,76 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume yang ditampung} &= 192,76 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 32,13 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= \text{Over design 20\%} \\ &= 120\% \times 32,13 \text{ m}^3 \\ &= 38,55 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi basin :

$$\begin{aligned} P &= L \\ T &= 0,2 P \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Basin} &= P \times L \times T \\ 38,55 &= L \times L \times 0,20 L \\ 38,55 &= 0,20 L^3 \end{aligned}$$

$$L = 5,78 \text{ m}$$

$$P = 5,78 \text{ m}$$

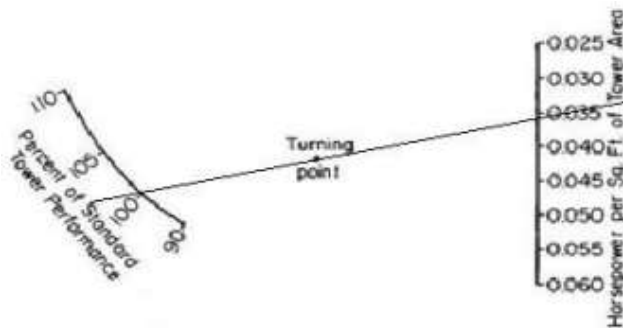
$$T = 1,16 \text{ m}$$

5. Menghitung Daya Penggerak Fan

Daya penggerak fan yang digunakan berdasarkan figure 12-15, Perry, R.H., halaman 12-17 pada 100% performance

Diperoleh nilai :

$$W = 0,035 \text{ Hp/ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Power} &= 485,04 \text{ ft}^2 \times 0,035 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 16,98 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dirancang daya motor standar = 20 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

KESIMPULAN COOLING TOWER (CT - 01)

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan pada alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical Induced Draft Counter Flow Cooling Tower*

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu input (T_1) = 50 °C = 323 K
- Suhu output (T_2) = 30 °C = 303 K
- Kecepatan massa = 191.925,11 kg/jam

Laju Alir

- L_1 = 191.925,11 kg/jam
- L_2 = 186.346,22 kg/jam
- G = 619.876,98 kg/jam

Kebutuhan Make Up Water = 11.157,79 kg/jam

Luas Penampang CT = 45,06 m²

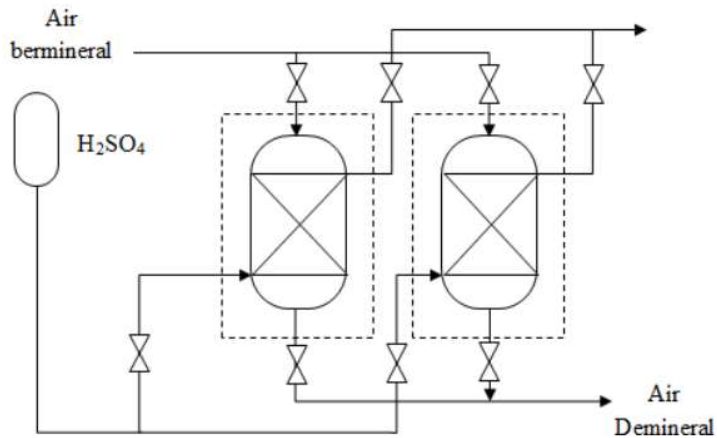
Dimensi Cooling Tower

- Panjang = 6,71 m
- Lebar = 6,71 m
- Tinggi = 8,50 m
- Daya motor = 20 Hp
- Jumlah = 1 unit

Dimensi Bak Basin

- Panjang = 5,78 m
- Lebar = 5,78 m
- Tinggi = 1,16 m

KATION EXCHANGER (KE - 01)



Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na^+ , Ca^{2+} , Ba)

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Data :

Laju alir massa = 617,90 kg/jam

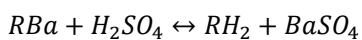
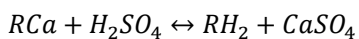
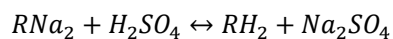
Rapat massa = 995,649 kg/m^3

Resin = C-300 dengan notasi RH_2

1. Regenerasi Resin

Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan larutan H_2SO_4

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi :



$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= 35 \text{ ppm} \times \frac{1}{1000000} \times 617,90 \text{ kg/jam} \\ &= 0,022 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} &= 0,022 \text{ kg/jam} \times \frac{\text{BM H}_2\text{SO}_4}{\text{BM H}_2\text{CO}_3} \\ &= 0,022 \text{ kg/jam} \times \frac{98}{100} \\ &= 0,021 \text{ kg/jam} \\ &= 167,86 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

2. Volume Resin

Dirancang :

$$\begin{aligned}\text{Waktu regenerasi} &= 72 \text{ jam} \\ \text{Kapasitas resin} &= 8 \text{ kgrain/ft}^3 \\ &= 0,518 \text{ kg/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kesadahan terikat resin} &= 0,022 \text{ kg/jam} \times 72 \text{ jam} \\ &= 1,557 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume resin} &= \frac{1,557 \text{ kg}}{0,518 \text{ kg/ft}^3} \\ &= 3,006 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Tangki

Dari tabel 7 hal 186 (Powel, 1954), diketahui kecepatan perluasan penampang bed yang biasa dipakai sebesar 3 - 10 gall/menit.ft²

$$\text{Dipilih kecepatan} = 3 \text{ gall/menit.ft}^2$$

Laju volume air yang diolah :

$$\begin{aligned}F_v &= \frac{617,9 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg}}{62,16 \text{ lb/ft}^3 \times 60 \text{ menit/jam} \times 0,1337 \text{ gal/ft}^3} \\ &= 2,73 \text{ gal/menit}\end{aligned}$$

Luas Penampang :

$$\begin{aligned}A &= \frac{2,73 \text{ gal/menit}}{3 \text{ gall/menit.ft}^2} \\ &= 0,9108 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Sehingga diameter kation dapat dihitung :

$$D = \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$= 1,0772 \text{ ft}$$

$$= 0,3283 \text{ m}$$

Tinggi bed resin :

$$H = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2}$$

$$= \frac{4 \times 3,006 \text{ ft}^3}{3,14 \times 1,077^2}$$

$$= 3,3004 \text{ ft}$$

$$= 1,006 \text{ m}$$

Ukuran tangki :

$$D = 12,93 \text{ in} = 0,33 \text{ m} = 1,08 \text{ ft}$$

$$H = 39,60 \text{ in} = 1,01 \text{ m} = 3,30 \text{ ft}$$

Tinggi tangki kation :

Dirancang tinggi tangki 20% lebih tinggi dari tinggi resin,

$$H = 1,01 \text{ m} \times 120\%$$

$$= 1,21 \text{ m}$$

Volume tangki kation :

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 0,11 \times 1,21}{4}$$

$$= 0,102 \text{ m}^3$$

Mengitung Tebal Dinding

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 12650 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$P_{Design} = 1,2 \times 14,7 \text{ psi}$$

$$= 17,64 \text{ psi}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

- t = tebal dinding reaktor (in)
- P = tekanan perancangan (psia)
- r = jari-jari reaktor (in)
- f = *allowable stress*
- E = efisiensi sambungan
- C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 6,46 \text{ in}}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0113 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1363 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 12,93 + 2 \times 0,1875 \\ &= 13,30 \text{ in} \\ &= 1,11 \text{ ft} \\ &= 0,34 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 14 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Menentukan Tebal Head

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

- f : *Allowable stress* = 12650 Psi (appendix D, Brownell & Young)
- E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)
- c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

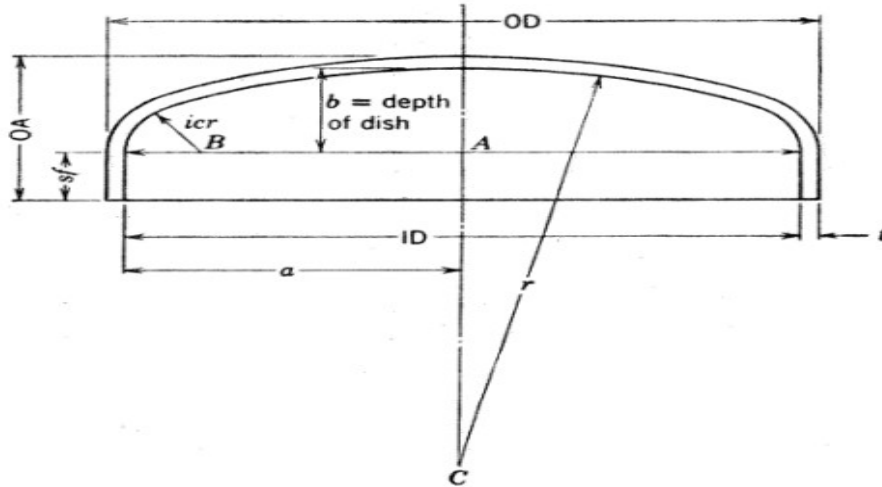
Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$t_{head} = \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 6,46 \text{ in}}{12.650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
&= 0,0100 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
&= 0,1350 \text{ in}
\end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in.}$ (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) t	Standard Straight Flange (in.) sf	Inside-corner Radius (in.) icr
$\frac{3}{16}$	1½-2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	1½-2½	$\frac{3}{8}$
$\frac{5}{16}$	1½-3	$\frac{3}{8}$
$\frac{3}{8}$	1½-3	1½
$\frac{7}{16}$	1½-3½	1½
$\frac{1}{2}$	1½-3½	1½
$\frac{9}{16}$	1½-3½	1½
$\frac{5}{8}$	1½-4	2½
$\frac{3}{4}$	1½-4	2½
1	1½-4	3
1½	1½-4½	3½
1½	1½-4½	3½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	5½
1½	1½-4½	5½
2	1½-4½	6
2½	1½-4½	6½
2½	1½-4½	7½
2½	1½-4½	8½
3	1½-4½	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

maka sf dipilih sebesar = 2 in = 0,167 ft = 0,0508 m

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

OD	12		11		16		18		20		22		24	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{4}$	12	$\frac{7}{8}$	14	1	15	$1\frac{1}{8}$	18	$1\frac{1}{4}$	20	$1\frac{3}{8}$	21	$1\frac{3}{4}$	24
$\frac{1}{4}$	$\frac{3}{4}$	↑	$\frac{7}{8}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{16}$	↑	$1\frac{1}{16}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{8}$	↑	$1\frac{1}{8}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$	↑	$1\frac{1}{2}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{5}{8}$	$1\frac{3}{4}$	↑	$1\frac{3}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{4}$	↑	$2\frac{1}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{8}$	↑	$2\frac{3}{8}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1	3	↑	3	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$1\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{8}$	↑	$3\frac{3}{8}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$1\frac{1}{4}$	$3\frac{1}{2}$	↑	$3\frac{1}{2}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$1\frac{3}{8}$	$3\frac{3}{4}$	↑	$3\frac{3}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{4}$	↑	$4\frac{1}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$1\frac{3}{4}$	$4\frac{3}{4}$	↑	$4\frac{3}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2	$5\frac{1}{4}$	↑	$5\frac{1}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$2\frac{1}{4}$	$5\frac{3}{8}$	↑	$5\frac{3}{8}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$2\frac{1}{2}$	6	↑	6	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
$2\frac{3}{4}$	$6\frac{3}{4}$	↑	$6\frac{3}{4}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3	$7\frac{1}{2}$	↑	$7\frac{1}{2}$	14	1	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑

$$OD = 14,00 \text{ in}$$

$$r = 14,00 \text{ in}$$

$$icr = 0,875 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{12,93}{2} = 6,46 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 6,46 \text{ in} - 0,875 \text{ in} \\ &= 5,59 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 14,00 \text{ in} - 0,875 \text{ in} \\ &= 13,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(13,13)^2 - (5,59)^2} \\ &= 11,88 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 14,00 \text{ in} - 11,88 \text{ in} \\ &= 2,12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 2,12 + 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 4,31 \text{ in} \\ &= 0,36 \text{ ft} \\ &= 0,11 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi *head* (H_{Head}) = 0,11 m

Menentukan Tinggi Total

$$Tinggi \text{ Total} = Tinggi \text{ Shell} + 2 \times Tinggi \text{ Head}$$

$$\begin{aligned} Tinggi \text{ Total} &= 1,21 \text{ m} + 2 \times 0,11 \text{ m} \\ &= 1,21 \text{ m} + 0,22 \text{ m} \\ &= 1,43 \text{ m} \\ &= 4,68 \text{ ft} \\ &= 56,15 \text{ in} \end{aligned}$$

KESIMPULAN KATION EXCHANGER (KE -01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak (Na^+ , Ca^{2+} , Ba)

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu regenerasi = 72 jam

Jumlah Tangki = 2 unit

Laju alir massa = 617,90 kg/jam

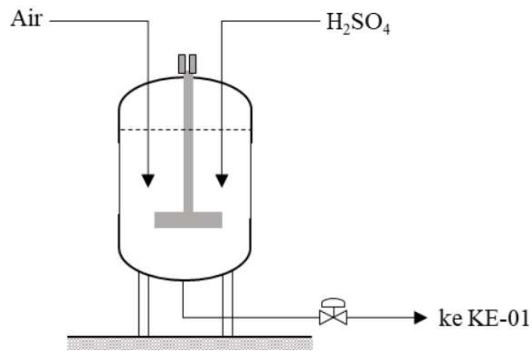
Resin yang digunakan = C-300 dengan notasi RH_2

Bahan Tangki = *Carbon Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki :

- Diameter dalam (ID) = 0,33 m
- Diameter luar (OD) = 0,34 m
- Tinggi *head* = 0,11 m
- Tinggi *shell* = 1,21 m
- Tinggi total = 1,43 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 1,1875 in

TANGKI H₂SO₄ (TU - 02)



Tugas : Melarutkan larutan H₂SO₄ 2% untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

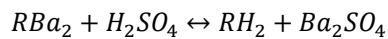
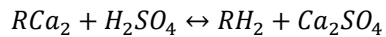
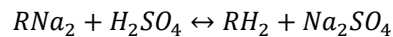
Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Data :

- Densitas H₂SO₄ 2% = 1039,1 kg/m³
- Waktu regenerasi = 5,0 jam

Reaksi :



1. Kebutuhan H₂SO₄

Apabila resin sudah jenuh, maka pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H₂SO₄

Dari buku Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, hal 172, diperoleh :

Kemampuan H₂SO₄ untuk meregenerasi = 4 lb/ft³ resin

Volumen resin = 3,01 ft³ = 0,09 m³

H₂SO₄ yang diperlukan :

$$\begin{aligned} &= 4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,454 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0,09 \text{ m}^3 \\ &= 5,45 \text{ kg} \end{aligned}$$

H₂SO₄ yang diperlukan untuk 4 kali regenerasi :

$$\begin{aligned} &= 5,45 \text{ kg} \times 4,00 \\ &= 21,82 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Massa Air

Larutan H₂SO₄ dengan kadar 2% :

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{98\%}{2\%} \times 5,45 \text{ kg} \\ &= 267,24 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Volume Larutan H₂SO₄ 2%

$$\begin{aligned} V &= \frac{\text{massa total}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{21,82 \text{ kg} + 267,24 \text{ kg}}{1.039,09 \text{ kg/m}^3} \\ &= \frac{289,06 \text{ kg}}{1039 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,28 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume design tangki :

Dirancang faktor keamanan (*over design*) sebesar 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 0,28 \text{ m}^3 \times 1,20 \\ &= 0,33 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,33}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,60 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 0,60 \text{ m} = 23,50 \text{ in} = 1,96 \text{ ft} \\ H &= 1,19 \text{ m} = 47,00 \text{ in} = 3,92 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$t = \text{tebal dinding reaktor (in)}$$

$$P = \text{tekanan perancangan (psia)}$$

$$r = \text{jari-jari reaktor (in)}$$

$$f = \text{allowable stress}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan}$$

$$C = \text{faktor korosi}$$

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 11,75 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0138 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1388 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 23,50 + 2 \times 0,1875 \\ &= 23,87 \text{ in} \\ &= 1,99 \text{ ft} \\ &= 0,61 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 24 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

f : Allowable stress = 18750 Psi (appendix D, Brownell & Young)

E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownell & Young)

c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

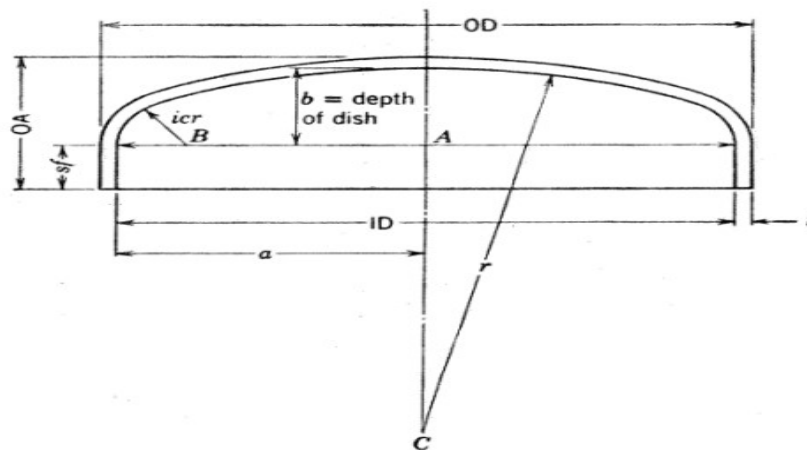
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned} t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 11,75 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0122 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1372 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875$ in. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head (H_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr = Inside - Corner Radius

sf = Straight Flange

r = Radius of Dish

OD = Outside Diameter

b = Depth of Dish (Inside)

a = Inside Radius

ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/16
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/4
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 3/4	1 1/2-4 1/2	7 1/2
2 5/8	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

<i>t</i>	12		14		16		18		20		22		24	
	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/4	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/16	13/16	12	13/16	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/8	1 1/8	12	1 1/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/16	1 1/8	12	1 1/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/2	1 1/8	12	1 1/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/4	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/4	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 3/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 3/4	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 5/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
2	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
2 1/4	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
2 3/4	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
2 5/8	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24

$$OD = 24,00 \text{ in}$$

$$r = 24,00 \text{ in}$$

$$icr = 1,5 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{23,50}{2} = 11,75 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 11,75 \text{ in} - 1,5 \text{ in}$$

$$= 10,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr \\
&= 24,00 \text{ in} - 1,5 \text{ in} \\
&= 22,50 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= \sqrt{(22,5)^2 - (10,25)^2} \\
&= 20,03 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= 24,00 \text{ in} - 20,03 \text{ in} \\
&= 3,97 \text{ in} \\
OA &= t_{head} + b + sf \\
&= 0,1875 + 3,97 + 2 \\
&= 6,16 \text{ in} \\
&= 0,51 \text{ ft} \\
&= 0,16 \text{ m}
\end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi *head* (H_{Head}) = 0,16 m

Menentukan Tinggi Total

$$Tinggi \text{ Total} = Tinggi \text{ Shell} + 2 \times Tinggi \text{ Head}$$

$$\begin{aligned}
Tinggi \text{ Total} &= 1,19 \text{ m} + 2 \times 0,156 \text{ m} \\
&= 1,19 \text{ m} + 0,31 \text{ m} \\
&= 1,51 \text{ m} \\
&= 4,94 \text{ ft} \\
&= 59,31 \text{ in}
\end{aligned}$$

5. Ketinggian Cairan Dalam Tangki

Volume Cairan Dalam *Head* :

$$\begin{aligned}
V_{Head} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\
&= \frac{3,14}{4} \times (0,60 \text{ m})^2 \times \frac{0,60 \text{ m}}{6} \\
&= 0,0278 \text{ m}^3 \\
&= 0,982 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Luas Selimut Tangki :

$$\begin{aligned}
A &= \pi \times ID \times H \\
&= 3,14 \times 1,96 \text{ ft} \times 3,92 \text{ ft} \\
&= 24,08 \text{ ft}^2 \\
&= 2,24 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (1,96 \text{ ft})^2 \\
 &= 3,01 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,28 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head (atap)} \\
 \text{Volume shell dan bottom} &= 9,82 \text{ ft}^3 - 0,98 \text{ ft}^3 \\
 &= 8,84 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,25 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell dan bottom} &= \text{Luas Penampang Tangki} \times \text{Tinggi Cairan} \\
 \text{Tinggi Cairan} &= \frac{8,84 \text{ ft}^3}{3,01 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,94 \text{ ft} \\
 &= 0,90 \text{ m}
 \end{aligned}$$

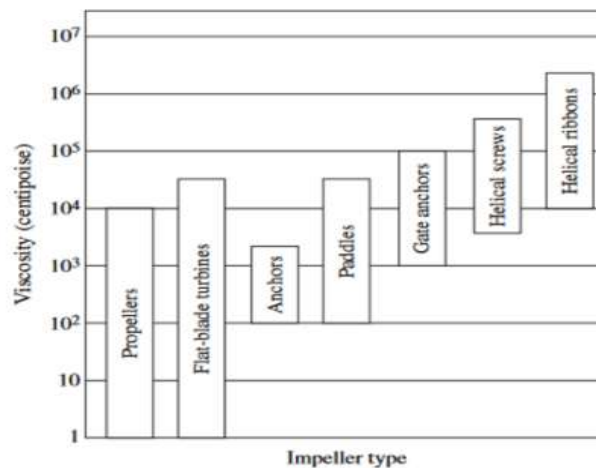
6. Perancangan Pengaduk

Data :

- Viskositas = 0,8177 cP = 0,000818 kg/m.s
- Densitas = 64,868 lb/ft³ = 1039,1 kg/m³

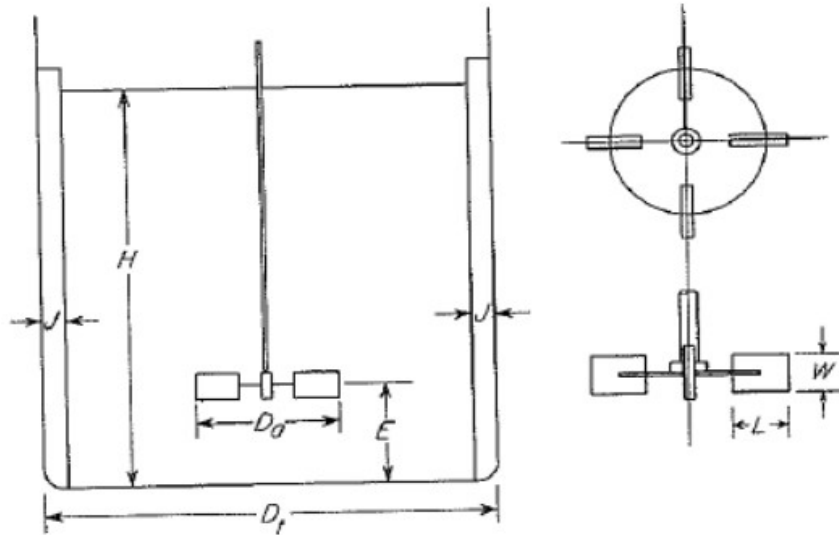
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

(Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,8177 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. *Measurements of Turbine*

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
- D_a = Diameter *Propeller*
- W = Tinggi *Propeller*
- L = Lebar *Propeller*
- J = Lebar *Baffle*
- E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
- H = Tinggi *Shell*

$$\begin{aligned}
 Dt &= 23,50 \text{ in} = 0,60 \text{ m} \\
 Da &= \frac{0,60 \text{ m}}{3} = 0,20 \text{ m} = 7,83 \text{ in} \\
 E &= \frac{0,60 \text{ m}}{3} = 0,20 \text{ m} = 7,83 \text{ in} \\
 W &= \frac{0,20 \text{ m}}{5} = 0,04 \text{ m} = 1,57 \text{ in} \\
 J &= \frac{0,60 \text{ m}}{12} = 0,05 \text{ m} = 1,96 \text{ in} \\
 L &= \frac{0,20 \text{ m}}{4} = 0,05 \text{ m} = 1,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Baffle

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Baffle} &= \text{Tinggi Shell} - \text{Jarak Propeller dengan dasar reaktor} \\
 &= 47 \text{ in} - 7,83 \text{ in} \\
 &= 39,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Baffle Standar} = 0,0079 \text{ m} = 0,3110 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Baffle} &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{tebal baffle} \times 6 \\
 &= 1,96 \text{ in} \times 39,16 \text{ in} \times 0,31 \text{ in} \times 6 \\
 &= 143,12 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0023 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jumlah Pengaduk

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$WELH$ = *Water Equivalent Liquid High* ($Z_L \cdot Sg$)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

Sg = *Specific gravity*

Z_L = Tinggi cairan pada bagian *shell* + tinggi *head*

$$\begin{aligned}
 Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian } shell + sf + b \\
 &= 35,25 \text{ in} + 2 \text{ in} + 3,97 \text{ in} \\
 &= 41,22 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 1,0391 \text{ kg/L} \\
 &= 1.039,09 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_g &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 30^\circ\text{C}} \\
 &= \frac{1.039,09 \text{ kg/m}^3}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,04
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 WELH &= 41,22 \text{ in} \times 0,70 \\
 &= 28,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\
 &= \frac{28,85 \text{ in}}{23,50 \text{ in}} \\
 &= 1,23 \approx 1
 \end{aligned}$$

Putaran Pengaduk

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 500 ft/menit

$$\begin{aligned}
 N &= 500 \text{ ft/menit} = 152,4 \text{ m/menit} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi D a} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,2 \text{ m/rotasi}} \\
 &= 243,95 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 250 \text{ rpm} \\
 &= 4,17 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu}$$

(Rase, 1997, Halaman 354)

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

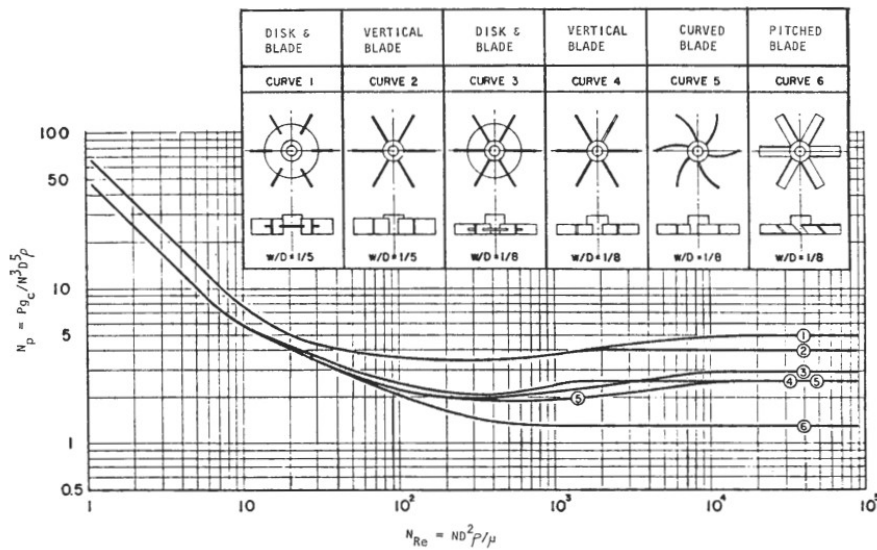
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{(0,2 \text{ m})^2 \times 4,17 \text{ rps} \times 1039 \text{ kg/m}^3}{0,000818 \text{ kg/ms}} \\ &= 209.581,63 \end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_o = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_o = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

ρ = Densitas fluida
 N = kecepatan putaran
 Di = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned}
 P_o &= 5 \times 1039 \text{ kg/m}^3 \times (4,17 \text{ rps})^3 \times (0,2 \text{ m})^5 \\
 &= 117,15 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 117,15 \text{ N.m/s} \\
 &= 117,15 \text{ J/s} \\
 &= 117,15 \text{ watt} \\
 &= 0,12 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 0,16 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,16 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,20 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1 1/2$, 2, 3, 5, $7 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ)

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

$$\sigma = \text{Beban hidrolik (N.m)}$$

$$N = \text{Kecepatan putar (rps)}$$

$$P_0 = \text{Daya Penggerak (N.m/s)}$$

$$\begin{aligned}\sigma &= \frac{P_0}{N} \\ &= \frac{117,15 \text{ N.m/s}}{4,17 \text{ rps}} \\ &= 28,12 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Momen blending (M)

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

$$M = \text{Momen blending}$$

$$Lp = \text{Panjang poros (m)}$$

$$L = \text{Panjang impeller (m)}$$

$$\begin{aligned}Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (3,97 + 2,00 + 47,00) - (0,3333 \times 47,00) \\ &= 37,30 \text{ in} \\ &= 0,95 \text{ m}\end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}M &= \frac{0,3 \times 117,15 \text{ N.m/s} \times 0,95 \text{ m}}{4,17 \text{ rps} \times 0,05 \text{ m}} \\ &= 160,67 \text{ N.m}\end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft})

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times ((28,12 \text{ N.m})^2 + (160,67 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3}$$
$$= 0,0186 \text{ m}$$

Volume Poros (V_{Shaft})

$$V_{Shaft} = \pi \times D_{Shaft}^2 \times L_p$$
$$= 3,14 \times (0,0186 \text{ m})^2 \times 0,95 \text{ m}$$
$$= 0,001 \text{ m}^3$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$)

$$\text{Jumlah impeller} = 4$$

$$\text{Jumlah sudut (n)} = 6$$

$$\text{Tinggi blade (W)} = 1,57 \text{ in}$$

$$\text{Panjang blade (L)} = 1,96 \text{ in}$$

$$\text{Tebal impeller (ti)} = 0,20 \text{ in}$$

$$V_{impeller} = 4 \times L \times W \times ti \times n$$
$$= 4 \times 1,96 \text{ in} \times 1,57 \text{ in} \times 0,20 \text{ in} \times 6$$
$$= 14,72 \text{ in}^3 = 0,0002 \text{ m}^3$$

Volume Pengaduk (V_A)

$$V_A = V_{Shaft} + V_{Impeller}$$
$$= 0,0010 \text{ m}^3 + 0,0002 \text{ m}^3$$
$$= 0,0013 \text{ m}^3$$

KESIMPULAN TANGKI H₂SO₄ (TU - 02)

Tugas : Melarutkan larutan H₂SO₄ 2% untuk regenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

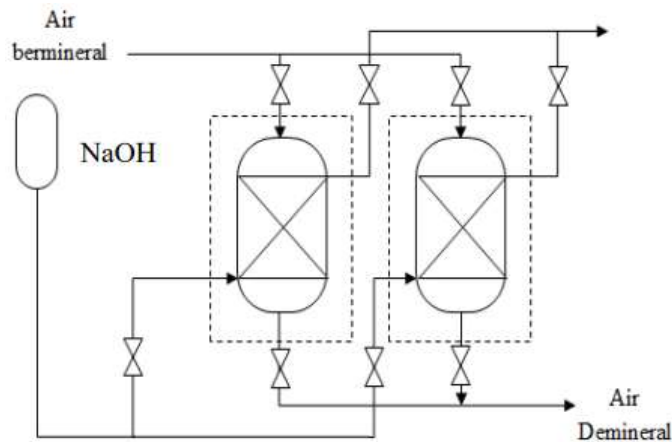
Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,60 m
- Diameter luar (OD) = 0,61 m
- Tinggi *head* = 0,16 m
- Tinggi *shell* = 1,19 m
- Tinggi total = 1,51 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,20 m
- Tinggi *blade* = 0,04 m
- Lebar *blade* = 0,05 m
- Lebar *baffle* = 0,05 m
- Kecepatan = 250 rpm
- Daya = 0,5 Hp

ANION EXCHANGER (AE - 01)



Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-)

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Data :

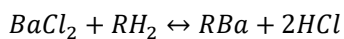
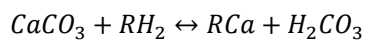
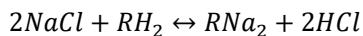
Laju alir massa = 617,90 kg/jam

Rapat massa = 995,649 kg/m³

Kadar mineral = 35 ppm

Penghilang mineral yang digunakan adalah C-500P dengan notasi $\text{R}(\text{OH})_2$

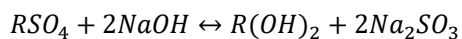
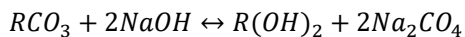
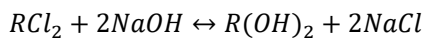
Reaksi yang terjadi :



1. Regenerasi Resin

Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan larutan NaOH

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi :



$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= 35 \text{ ppm} \times \frac{1}{1000000} \times 617,90 \text{ kg/jam} \\ &= 0,022 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NaOH yang diperlukan} &= 0,022 \text{ kg/jam} \times \frac{\text{BM NaOH}}{\text{BM H}_2\text{CO}_3} \\
 &= 0,022 \text{ kg/jam} \times \frac{40}{100} \\
 &= 0,009 \text{ kg/jam} \\
 &= 68,513 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

2. Volume Resin

Dirancang :

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu regenerasi} &= 72 \text{ jam} \\
 \text{Kapasitas resin} &= 8 \text{ kgrain/ft}^3 \\
 &= 0,518 \text{ kg/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kesadahan terikat resin} &= 0,022 \text{ kg/jam} \times 72 \text{ jam} \\
 &= 1,557 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin} &= \frac{1,557 \text{ kg}}{0,518 \text{ kg/ft}^3} \\
 &= 3,006 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Ukuran Tangki

Dari tabel 7 hal 186 (Powel, 1954), diketahui kecepatan perluasan penampang bed yang biasa dipakai sebesar 3 - 10 gall/menit.ft²

$$\text{Dipilih kecepatan} = 3 \text{ gall/menit.ft}^2$$

Laju volume air yang diolah :

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{617,9 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg}}{62,16 \text{ lb/ft}^3 \times 60 \text{ menit/jam} \times 0,134 \text{ gal/ft}^3} \\
 &= 2,73 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

Luas Penampang :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{2,73 \text{ gal/menit}}{3 \text{ gall/menit.ft}^2} \\
 &= 0,9108 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Sehingga diameter kation dapat dihitung :

$$D = \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,0772 \text{ ft} \\
 &= 0,3283 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi bed resin :

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} \\
 &= \frac{4 \times 3,006 \text{ ft}^3}{3,14 \times 1,077^2} \\
 &= 3,3004 \text{ ft} \\
 &= 1,006 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran tangki :

$$\begin{aligned}
 D &= 0,33 \text{ m} = 12,93 \text{ in} \\
 H &= 1,01 \text{ m} = 39,60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tangki kation :

Dirancang tinggi tangki 20% lebih tinggi dari tinggi resin,

$$\begin{aligned}
 H &= 1,01 \text{ m} \times 120\% \\
 &= 1,21 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume tangki kation :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 0,11 \times 1,21}{4} \\
 &= 0,102 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 f &: \text{ Allowable stress} &= 12650 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &: \text{ Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\
 c &: \text{ Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

- t = tebal dinding reaktor (in)
- P = tekanan perancangan (psia)
- r = jari-jari reaktor (in)
- f = *allowable stress*
- E = efisiensi sambungan
- C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 6,46 \text{ in}}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0113 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1363 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875$ in.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 12,93 + 2 \times 0,1875 \\ &= 13,30 \text{ in} \\ &= 1,11 \text{ ft} \\ &= 0,34 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 14 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Menentukan Tebal Head

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

- f : *Allowable stress* = 12650 Psi (appendix D, Brownell & Young)
- E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)
- c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

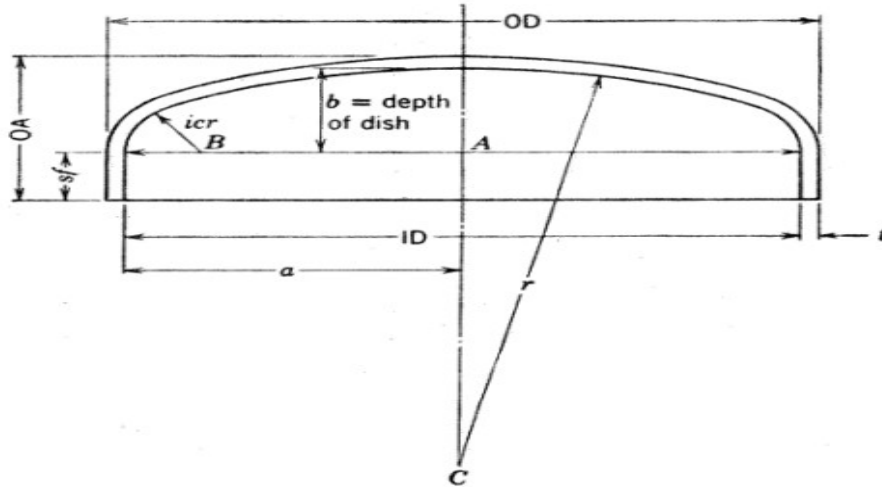
Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$t_{head} = \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 6,46 \text{ in}}{12.650 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0100 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1350 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in.}$ (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) t	Standard Straight Flange (in.) sf	Inside-corner Radius (in.) icr
$\frac{3}{16}$	1½-2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	1½-2½	$\frac{3}{8}$
$\frac{5}{16}$	1½-3	$\frac{3}{8}$
$\frac{3}{8}$	1½-3	1½
$\frac{7}{16}$	1½-3½	1½
$\frac{1}{2}$	1½-3½	1½
$\frac{9}{16}$	1½-3½	2½
$\frac{5}{8}$	1½-4	2½
1	1½-4	3
1½	1½-4½	3½
1½	1½-4½	3½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	4½
1½	1½-4½	5½
1½	1½-4½	5½
2	1½-4½	6
2½	1½-4½	6½
2½	1½-4½	7½
2½	1½-4½	8½
3	1½-4½	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

maka sf dipilih sebesar = 2 in = 0,167 ft = 0,0508 m

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

OD	12		11		16		18		20		22		24	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
$\frac{3}{16}$	$\frac{3}{4}$	12	$\frac{3}{8}$	14	1	15	$1\frac{1}{8}$	18	$1\frac{1}{4}$	20	$1\frac{3}{8}$	21	$1\frac{3}{4}$	24
$\frac{1}{4}$	$\frac{3}{4}$	↑	$\frac{3}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{16}$	↑	$1\frac{1}{16}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{8}$	↑	$1\frac{1}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$	↑	$1\frac{1}{2}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{5}{8}$	$1\frac{3}{4}$	↑	$1\frac{3}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{4}$	↑	$2\frac{1}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{8}$	↑	$2\frac{3}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
1	3	↑	3	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{1}{8}$	$3\frac{3}{8}$	↑	$3\frac{3}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{1}{4}$	$3\frac{1}{2}$	↑	$3\frac{1}{2}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{3}{8}$	$3\frac{3}{4}$	↑	$3\frac{3}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$	↑	$4\frac{1}{2}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{3}{4}$	$4\frac{3}{4}$	↑	$4\frac{3}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{5}{8}$	$5\frac{1}{4}$	↑	$5\frac{1}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$1\frac{3}{4}$	$5\frac{3}{8}$	↑	$5\frac{3}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
2	6	↑	6	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$2\frac{1}{4}$	$6\frac{1}{4}$	↑	$6\frac{1}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$2\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{8}$	↑	$6\frac{3}{8}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
$2\frac{3}{4}$	$6\frac{1}{2}$	↑	$6\frac{1}{2}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24
3	$6\frac{3}{4}$	↑	$6\frac{3}{4}$	14	1	15	↑	18	↑	20	↑	21	↑	24

$$OD = 14,00 \text{ in}$$

$$r = 14,00 \text{ in}$$

$$icr = 0,875 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{12,93}{2} = 6,46 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 6,46 \text{ in} - 0,875 \text{ in} \\ &= 5,59 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 14,00 \text{ in} - 0,875 \text{ in} \\ &= 13,13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(13,13)^2 - (5,59)^2} \\ &= 11,88 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 14,00 \text{ in} - 11,88 \text{ in} \\ &= 2,12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 2,12 + 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 4,31 \text{ in} \\ &= 0,36 \text{ ft} \\ &= 0,11 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi *head* (H_{Head}) = 0,11 m

Menentukan Tinggi Total

$$Tinggi \text{ Total} = Tinggi \text{ Shell} + 2 \times Tinggi \text{ Head}$$

$$\begin{aligned} Tinggi \text{ Total} &= 1,21 \text{ m} + 2 \times 0,11 \text{ m} \\ &= 1,21 \text{ m} + 0,22 \text{ m} \\ &= 1,43 \text{ m} \\ &= 4,68 \text{ ft} \\ &= 56,15 \text{ in} \end{aligned}$$

KESIMPULAN ANION EXCHANGER (AE - 01)

Tugas : Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-)

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Waktu regenerasi = 72 jam

Laju alir massa = 617,90 kg/jam

Resin yang digunakan = C-500 P dengan notasi RH_2

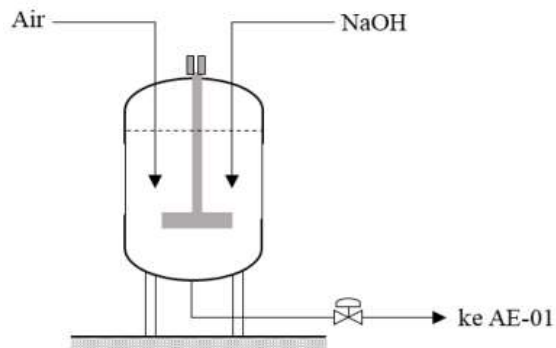
Jumlah Tangki = 2 unit

Bahan Tangki = *Carbon Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki :

- Diameter dalam (ID) = 0,33 m
- Diameter luar (OD) = 0,34 m
- Tinggi *head* = 0,11 m
- Tinggi *shell* = 1,21 m
- Tinggi total = 1,43 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 1,1875 in

TANGKI NaOH (TU - 03)



Tugas : Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

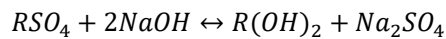
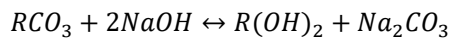
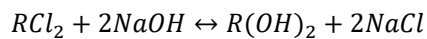
Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Data :

- Densitas NaOH 5% = 1067,3 kg/m³
- Waktu regenerasi = 5,0 jam

Reaksi :



1. Kebutuhan NaOH

Apabila resin sudah jenuh, maka pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan NaOH

Dari buku Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, hal 172, diperoleh :

Kemampuan NaOH untuk meregenerasi = 3 lb/ft³ resin

Volumen resin = 3,01 ft³ = 0,09 m³

NaOH yang diperlukan :

$$\begin{aligned} &= 3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,454 \frac{\text{kg}}{\text{lb}} \times \left(\frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \right)^3 \times 0,09 \text{ m}^3 \\ &= 4,09 \text{ kg} \end{aligned}$$

NaOH yang diperlukan untuk 4 kali regenerasi :

$$\begin{aligned} &= 4,09 \text{ kg} \times 4,00 \\ &= 16,36 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Massa Air

Larutan NaOH dengan kadar 5% :

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 16,36 \text{ kg} \\ &= 310,88 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Volume Larutan NaOH 5%

$$\begin{aligned} V &= \frac{\text{massa total}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{16,36 \text{ kg} + 310,88 \text{ kg}}{1067,3 \text{ kg/m}^3} \\ &= \frac{327 \text{ kg}}{1067 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,31 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume design tangki :

Dirancang faktor keamanan (*over design*) sebesar 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 0,31 \text{ m}^3 \times 1,20 \\ &= 0,37 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,37}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,62 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 0,62 \text{ m} = 24,27 \text{ in} = 2,02 \text{ ft} \\ H &= 1,23 \text{ m} = 48,55 \text{ in} = 4,05 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$f : Allowable stress = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$t = \text{tebal dinding reaktor (in)}$$

$$P = \text{tekanan perancangan (psia)}$$

$$r = \text{jari-jari reaktor (in)}$$

$$f = allowable stress$$

$$E = \text{efisiensi sambungan}$$

$$C = \text{faktor korosi}$$

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 12,14 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0143 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1393 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\ &= 24,27 + 2 \times 0,1875 \\ &= 24,65 \text{ in} \\ &= 2,05 \text{ ft} \\ &= 0,63 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 26 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

f : Allowable stress = 18750 Psi (appendix D, Brownell & Young)

E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)

c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

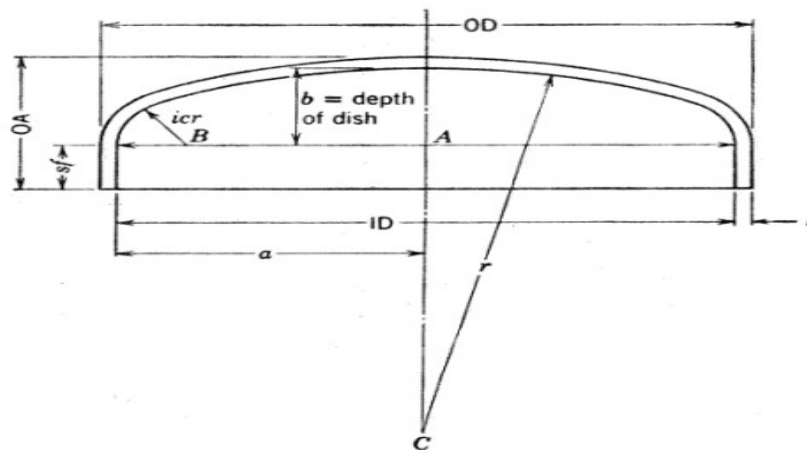
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned} t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 12,14 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0126 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1376 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875$ in. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head (H_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr = Inside - Corner Radius

sf = Straight Flange

r = Radius of Dish

OD = Outside Diameter

b = Depth of Dish (Inside)

a = Inside Radius

ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/16
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2-3 1/2	1 3/4
5/8	1 1/2-3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 3/8
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,167 ft = 0,0508 m

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 3/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30	2	30	2 1/8	34	2 3/4	36	2 3/8	36
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
7/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 3/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	↓	↓	↓	34	↓	↓	↓	↓
5/8	1 3/8	↓	1 3/8	↓	1 3/8	↓	2	↓	2 1/8	30	↓	↓	↓	↓
3/4	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	↓	↓	↓	↓	2 1/4	←	2 3/8	←
7/8	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	2 3/8	←
1	3	←	3	←	3	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	3	←
1 1/8	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	3 3/8	←
1 1/4	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	3 3/4	←
1 3/8	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	4 1/8	←
1 1/2	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	4 1/2	←
1 5/8	4 3/8	←	4 3/8	←	4 3/8	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	4 3/8	←
1 3/4	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	5 1/4	←
1 7/8	5 5/8	←	5 5/8	←	5 5/8	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	5 5/8	←
2	6	←	6	←	6	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	6	←
2 1/4	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	6 3/4	←
2 1/2	7 1/2	←	7 1/2	←	7 1/2	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	7 1/2	←
2 3/4	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	8 1/4	←
3	8 3/4	←	8 3/4	←	8 3/4	←	↓	↓	↓	↓	↓	↓	8 3/4	←

$$OD = 26,00 \text{ in}$$

$$r = 24,00 \text{ in}$$

$$icr = 1,625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{24,27}{2} = 12,14 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 12,14 \text{ in} - 1,625 \text{ in}$$

$$= 10,51 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr \\
&= 24,00 \text{ in} - 1,625 \text{ in} \\
&= 22,38 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= \sqrt{(22,38)^2 - (10,51)^2} \\
&= 19,75 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= 24,00 \text{ in} - 19,75 \text{ in} \\
&= 4,25 \text{ in} \\
OA &= t_{head} + b + sf \\
&= 0,1875 + 4,25 + 2 \\
&= 6,44 \text{ in} \\
&= 0,54 \text{ ft} \\
&= 0,16 \text{ m}
\end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi *head* (H_{Head}) = 0,16 m

Menentukan Tinggi Total

$$Tinggi \text{ Total} = Tinggi \text{ Shell} + 2 \times Tinggi \text{ Head}$$

$$\begin{aligned}
Tinggi \text{ Total} &= 1,23 \text{ m} + 2 \times 0,163 \text{ m} \\
&= 1,23 \text{ m} + 0,33 \text{ m} \\
&= 1,56 \text{ m} \\
&= 5,12 \text{ ft} \\
&= 61,42 \text{ in}
\end{aligned}$$

5. Ketinggian Cairan Dalam Tangki

Volume Cairan Dalam *Head* :

$$\begin{aligned}
V_{Head} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\
&= \frac{3,14}{4} \times (0,62 \text{ m})^2 \times \frac{0,62 \text{ m}}{6} \\
&= 0,0307 \text{ m}^3 \\
&= 1,083 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Luas Selimut Tangki :

$$\begin{aligned}
A &= \pi \times ID \times H \\
&= 3,14 \times 2,02 \text{ ft} \times 4,05 \text{ ft} \\
&= 25,69 \text{ ft}^2 \\
&= 2,39 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (2,02 \text{ ft})^2 \\
 &= 3,21 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,30 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head (atap)} \\
 \text{Volume shell dan bottom} &= 10,83 \text{ ft}^3 - 1,08 \text{ ft}^3 \\
 &= 9,74 \text{ ft}^3 \\
 &= 0,28 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell dan bottom} &= \text{Luas Penampang Tangki} \times \text{Tinggi Cairan} \\
 \text{Tinggi Cairan} &= \frac{9,74 \text{ ft}^3}{3,21 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,03 \text{ ft} \\
 &= 0,92 \text{ m}
 \end{aligned}$$

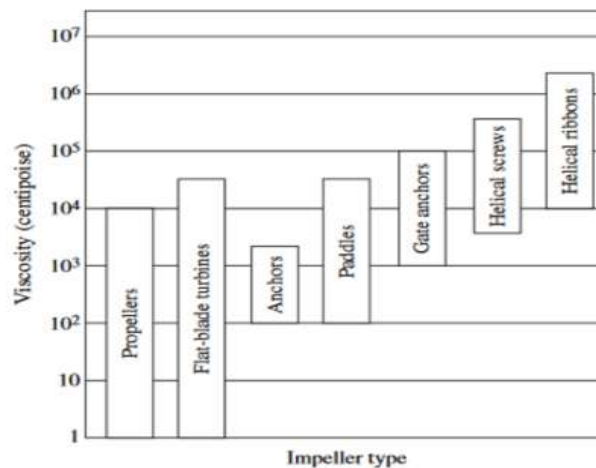
6. Perancangan Pengaduk

Data :

- Viskositas = 0,8177 cP = 0,000818 kg/m.s
- Densitas = 66,631 lb/ft³ = 1067,3 kg/m³

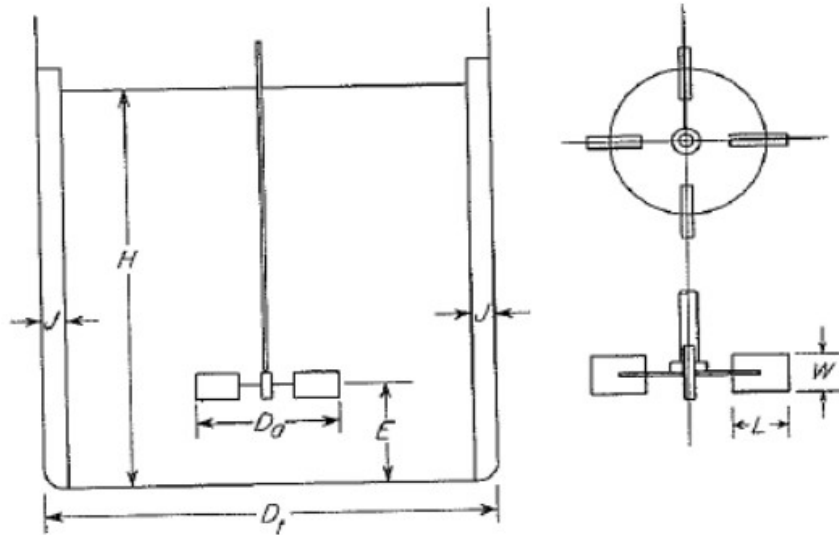
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

(Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,8177 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. *Measurements of Turbine*

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
- D_a = Diameter *Propeller*
- W = Tinggi *Propeller*
- L = Lebar *Propeller*
- J = Lebar *Baffle*
- E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
- H = Tinggi *Shell*

$$\begin{aligned}
 Dt &= 24,27 \text{ in} = 0,62 \text{ m} \\
 Da &= \frac{0,62 \text{ m}}{3} = 0,21 \text{ m} = 8,09 \text{ in} \\
 E &= \frac{0,62 \text{ m}}{3} = 0,21 \text{ m} = 8,09 \text{ in} \\
 W &= \frac{0,21 \text{ m}}{5} = 0,04 \text{ m} = 1,62 \text{ in} \\
 J &= \frac{0,62 \text{ m}}{12} = 0,05 \text{ m} = 2,02 \text{ in} \\
 L &= \frac{0,21 \text{ m}}{4} = 0,05 \text{ m} = 2,02 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Volume Baffle

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang Baffle} &= \text{Tinggi Shell} - \text{Jarak Propeller dengan dasar reaktor} \\
 &= 49 \text{ in} - 8,09 \text{ in} \\
 &= 40,45 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Baffle Standar} = 0,0079 \text{ m} = 0,3110 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Baffle} &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{tebal baffle} \times 6 \\
 &= 2,02 \text{ in} \times 40,45 \text{ in} \times 0,31 \text{ in} \times 6 \\
 &= 152,70 \text{ in}^3 \\
 &= 0,0025 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Jumlah Pengaduk

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$WELH$ = *Water Equivalent Liquid High* ($Z_L \cdot Sg$)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

Sg = *Specific gravity*

Z_L = Tinggi cairan pada bagian *shell* + tinggi *head*

$$\begin{aligned}
 Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian } shell + sf + b \\
 &= 36,41 \text{ in} + 2 \text{ in} + 4,25 \text{ in} \\
 &= 42,66 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 1,0673 \text{ kg/L} \\
 &= 1.067,33 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S_g &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 30^\circ\text{C}} \\
 &= \frac{1.067,33 \text{ kg/m}^3}{995,65 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,07
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 WELH &= 42,66 \text{ in} \times 0,67 \\
 &= 28,58 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\
 &= \frac{28,58 \text{ in}}{24,27 \text{ in}} \\
 &= 1,18 \approx 1
 \end{aligned}$$

Putaran Pengaduk

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 500 ft/menit

$$\begin{aligned}
 N &= 500 \text{ ft/menit} = 152,4 \text{ m/menit} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi D a} \\
 &= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,21 \text{ m/rotasi}} \\
 &= 236,17 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 250 \text{ rpm} \\
 &= 4,17 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu}$$

(Rase, 1997, Halaman 354)

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

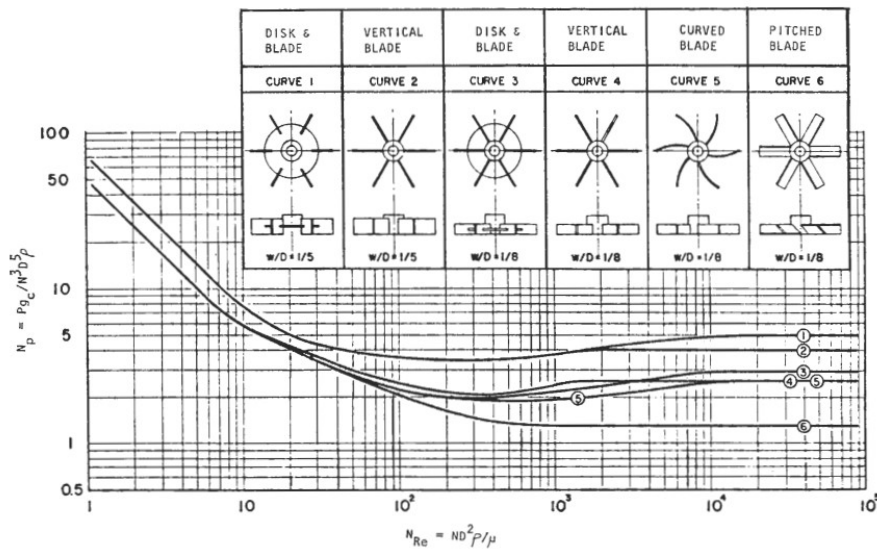
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{(0,21 \text{ m})^2 \times 4,17 \text{ rps} \times 1067 \text{ kg/m}^3}{0,000818 \text{ kg/ms}} \\ &= 229.694,87 \end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_o = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_o = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

ρ = Densitas fluida
 N = kecepatan putaran
 Di = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned}
 P_o &= 5 \times 1067 \text{ kg/m}^3 \times (4,17 \text{ rps})^3 \times (0,21 \text{ m})^5 \\
 &= 141,51 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 141,51 \text{ N.m/s} \\
 &= 141,51 \text{ J/s} \\
 &= 141,51 \text{ watt} \\
 &= 0,14 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 0,19 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnott & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,19 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,24 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $1/2$, $3/4$, 1, $1 1/2$, 2, 3, 5, $7 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ)

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

$$\sigma = \text{Beban hidrolik (N.m)}$$

$$N = \text{Kecepatan putar (rps)}$$

$$P_0 = \text{Daya Penggerak (N.m/s)}$$

$$\begin{aligned} \sigma &= \frac{P_0}{N} \\ &= \frac{141,51 \text{ N.m/s}}{4,17 \text{ rps}} \\ &= 33,96 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Momen blending (M)

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

$$M = \text{Momen blending}$$

$$Lp = \text{Panjang poros (m)}$$

$$L = \text{Panjang impeller (m)}$$

$$\begin{aligned} Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (4,25 + 2,00 + 48,55) - (0,3333 \times 48,55) \\ &= 38,61 \text{ in} \\ &= 0,98 \text{ m} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M &= \frac{0,3 \times 141,51 \text{ N.m/s} \times 0,98 \text{ m}}{4,17 \text{ rps} \times 0,05 \text{ m}} \\ &= 194,49 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft})

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times ((33,96 \text{ N.m})^2 + (194,49 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3}$$
$$= 0,0198 \text{ m}$$

Volume Poros (V_{Shaft})

$$V_{Shaft} = \pi \times D_{Shaft}^2 \times L_p$$
$$= 3,14 \times (0,0198 \text{ m})^2 \times 1,01 \text{ m}$$
$$= 0,0012 \text{ m}^3$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$)

$$\text{Jumlah impeller} = 4$$

$$\text{Jumlah sudut (n)} = 6$$

$$\text{Tinggi blade (W)} = 1,62 \text{ in}$$

$$\text{Panjang blade (L)} = 2,02 \text{ in}$$

$$\text{Tebal impeller (ti)} = 0,20 \text{ in}$$

$$V_{impeller} = 4 \times L \times W \times ti \times n$$
$$= 4 \times 2,02 \text{ in} \times 1,62 \text{ in} \times 0,20 \text{ in} \times 6$$
$$= 15,71 \text{ in}^3 = 0,0003 \text{ m}^3$$

Volume Pengaduk (V_A)

$$V_A = V_{Shaft} + V_{Impeller}$$
$$= 0,0012 \text{ m}^3 + 0,0003 \text{ m}^3$$
$$= 0,0015 \text{ m}^3$$

KESIMPULAN TANGKI NaOH (TU - 03)

Tugas : Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

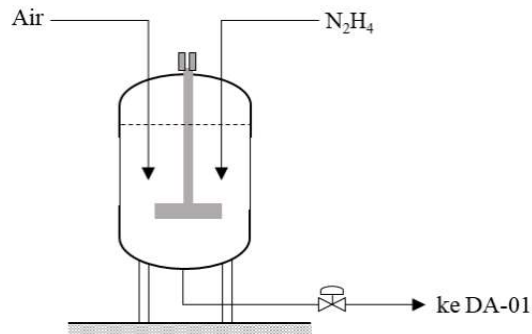
Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,62 m
- Diameter luar (OD) = 0,63 m
- Tinggi *head* = 0,16 m
- Tinggi *shell* = 1,23 m
- Tinggi total = 1,56 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,21 m
- Tinggi *blade* = 0,04 m
- Lebar *blade* = 0,05 m
- Lebar *baffle* = 0,05 m
- Kecepatan = 250 rpm
- Daya = 0,5 Hp

TANGKI HIDRAZIN N₂H₄ (TU - 04)



Tugas : Membuat larutan hidrazin N₂H₄ 1% yang digunakan dalam tangki deaerator untuk menghilangkan sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak menimbulkan korosi pada boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Data :

- Laju alir massa air = 617,9 kg/jam
- Densitas N₂H₄ 1% = 1000,0 kg/m³
- Waktu tinggal = 168,0 jam
- Kebutuhan hidrazin = 15,0 ppm

1. Kebutuhan Hidrazin

$$\begin{aligned} &= 15 \text{ ppm} \times \frac{1}{1.000.000} \times 617,9 \text{ kg/jam} \times 168,0 \text{ jam} \\ &= 1,56 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa air :

Larutan hidrazin dibuat dengan kadar 1%

$$\begin{aligned} &= \frac{99\%}{1\%} \times 1,56 \text{ kg} \\ &= 154,15 \text{ kg} \end{aligned}$$

Volume larutan hidrazin 1% :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Massa hidrazin} + \text{massa air}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{1,56 \text{ kg} + 154,15 \text{ kg}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,1557 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki :

Dirancang faktor keamanan (over design) 20% dari volume cairan

$$\begin{aligned} &= 0,1557 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 0,1869 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,1869}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,49 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 0,49 \text{ m} = 19,37 \text{ in} = 1,61 \text{ ft} \\ H &= 0,98 \text{ m} = 38,73 \text{ in} = 3,23 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

- t = tebal dinding reaktor (in)
- P = tekanan perancangan (psia)
- r = jari-jari reaktor (in)
- f = *allowable stress*
- E = efisiensi sambungan
- C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned}
 t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 9,68 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0114 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1364 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\
 &= 19,37 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 19,74 \text{ in} \\
 &= 1,65 \text{ ft} \\
 &= 0,50 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 20 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

- f : *Allowable stress* = 18750 Psi (appendix D, Brownell & Young)
- E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)
- c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

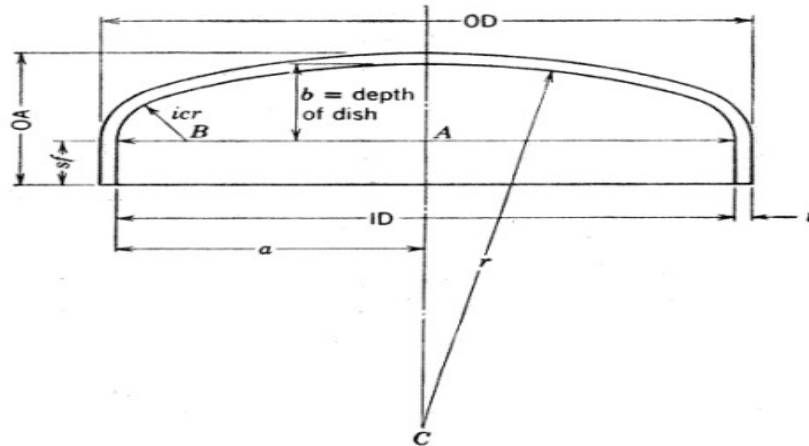
$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 9,68 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0101 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1351 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head (H_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr = Inside - Corner Radius

sf = Straight Flange

r = Radius of Dish

OD = Outside Diameter

b = Depth of Dish (Inside)

a = Inside Radius

ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan Straight Flange (sf) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
3/16	1 1/8-2	3/16
1/4	1 1/8-2 1/2	3/4
5/16	1 1/8-3	1 5/16
3/8	1 1/8-3	1 1/8
7/16	1 1/8-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/8-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/8-3 1/2	1 3/4
3/4	1 1/8-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/8-4	2 3/8
1	1 1/8-4	3
1 1/8	1 1/8-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/8-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/8-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/8-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/8-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/8-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/8-4 1/2	5 3/8
2	1 1/8-4 1/2	6
2 1/4	1 1/8-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/8-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/8-4 1/2	8 1/4
3	1 1/8-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

OD	12		14		16		18		20		22		24	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/4	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/16	13/16	12	13/16	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/8	1 1/8	12	1 1/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/16	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/2	1 1/2	12	1 1/2	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/8	1 3/4	12	1 3/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/4	2 1/4	12	2 1/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/8	2 5/8	12	2 5/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1	3	12	3	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/8	3 3/8	12	3 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/4	3 3/4	12	3 3/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 3/8	3 3/4	12	4 1/8	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 1/2	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 3/4	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 5/8	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2 1/4	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2 3/4	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24
3	3 3/4	12	4 3/4	14	1 3/4	14	4 3/4	18	4 3/4	18	6 1/4	20	6 3/8	24

$$OD = 20,00 \text{ in}$$

$$r = 20,00 \text{ in}$$

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

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{19,37}{2} = 9,68 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 9,68 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 8,43 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 20,00 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 18,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(18,75)^2 - (8,43)^2} \\ &= 16,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 20,00 \text{ in} - 16,75 \text{ in} \\ &= 3,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 3,25 + 2 \\ &= 5,44 \text{ in} \\ &= 0,45 \text{ ft} \\ &= 0,14 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi head (H_{Head}) = 0,14 m

Menentukan Tinggi Total

$$\text{Tinggi Total} = \text{Tinggi Shell} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Total} &= 0,98 \text{ m} + 2 \times 0,14 \text{ m} \\ &= 0,98 \text{ m} + 0,28 \text{ m} \\ &= 1,26 \text{ m} \\ &= 4,13 \text{ ft} \\ &= 49,61 \text{ in}\end{aligned}$$

3. Ketinggian Cairan Dalam Tangki

Volume Cairan Dalam Head :

$$\begin{aligned}V_{\text{Head}} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0,49 \text{ m})^2 \times \frac{0,49 \text{ m}}{6} \\ &= 0,0156 \text{ m}^3 \\ &= 0,550 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Luas Selimut Tangki :

$$\begin{aligned}A &= \pi \times ID \times H \\ &= 3,14 \times 1,61 \text{ ft} \times 3,23 \text{ ft} \\ &= 16,36 \text{ ft}^2 \\ &= 1,52 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki :

$$\begin{aligned}A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (1,61 \text{ ft})^2 \\ &= 2,04 \text{ ft}^2 \\ &= 0,19 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

$$\begin{aligned}\text{Volume Tangki} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head (atap)} \\ \text{Volume shell dan bottom} &= 6,60 \text{ ft}^3 - 0,55 \text{ ft}^3 \\ &= 6,05 \text{ ft}^3 \\ &= 0,17 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume shell dan bottom} &= \text{Luas Penampang Tangki} \times \text{Tinggi Cairan} \\ \text{Tinggi Cairan} &= \frac{6,05 \text{ ft}^3}{2,04 \text{ ft}^2} \\ &= 2,96 \text{ ft} \\ &= 0,90 \text{ m}\end{aligned}$$

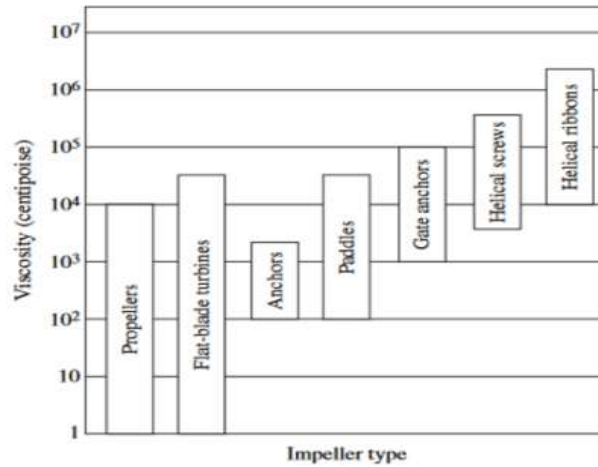
4. Perancangan Pengaduk

Data :

- Viskositas = 0,8177 cP = 0,000818 kg/m.s
- Densitas = 62,428 lb/ft³ = 1000 kg/m³

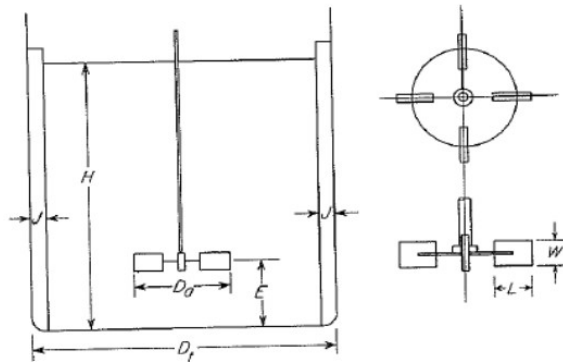
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

(Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,8177 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. Measurements of Turbine

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$
$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
 D_a = Diameter *Propeller*
 W = Tinggi *Propeller*
 L = Lebar *Propeller*
 J = Lebar *Baffle*
 E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
 H = Tinggi *Shell*

$$D_t = 19,37 \text{ in} = 0,49 \text{ m}$$
$$D_a = \frac{0,49 \text{ m}}{3} = 0,16 \text{ m} = 6,46 \text{ in}$$
$$E = \frac{0,49 \text{ m}}{3} = 0,16 \text{ m} = 6,46 \text{ in}$$
$$W = \frac{0,16 \text{ m}}{5} = 0,03 \text{ m} = 1,29 \text{ in}$$
$$J = \frac{0,49 \text{ m}}{12} = 0,04 \text{ m} = 1,61 \text{ in}$$
$$L = \frac{0,16 \text{ m}}{4} = 0,04 \text{ m} = 1,61 \text{ in}$$

Volume *Baffle*

Panjang *Baffle* = Tinggi *Shell* – Jarak *Propeller* dengan dasar reaktor
= 38,73 in – 6,46 in
= 32,28 in

Tebal *Baffle* Standar = 0,0079 m = 0,3110 in

V *Baffle* = Lebar *baffle* × Panjang *baffle* × tebal *baffle* × 6
= 1,61 in × 32,28 in × 0,31 in × 6
= 97,20 in³
= 0,0016 m³

Jumlah Pengaduk

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$WELH$ = *Water Equivalent Liquid High* ($Z_L \cdot S_g$)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

S_g = *Specific gravity*

Z_L = Tinggi cairan pada bagian *shell* + tinggi *head*

$$\begin{aligned} Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian } shell + sf + b \\ &= 35,50 \text{ in} + 2 \text{ in} + 3,25 \text{ in} \\ &= 40,76 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,0000 \text{ kg/L}$$

$$= 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$S_g = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 30^\circ\text{C}}$$

$$= \frac{1.000,00 \text{ kg/m}^3}{995,65 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,00$$

$$WELH = 40,76 \text{ in} \times 0,60$$

$$= 24,45 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{24,45 \text{ in}}{19,37 \text{ in}}$$

$$= 1,26 \approx 1$$

Putaran Pengaduk

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 500 ft/menit

$$N = 500 \text{ ft/menit} = 152,4 \text{ m/menit}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi Da} \\
&= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,16 \text{ m/rotasi}} \\
&= 296,01 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
\text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 320 \text{ rpm} \\
&= 5,33 \text{ rps}
\end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Rase, 1997, Halaman 354})$$

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

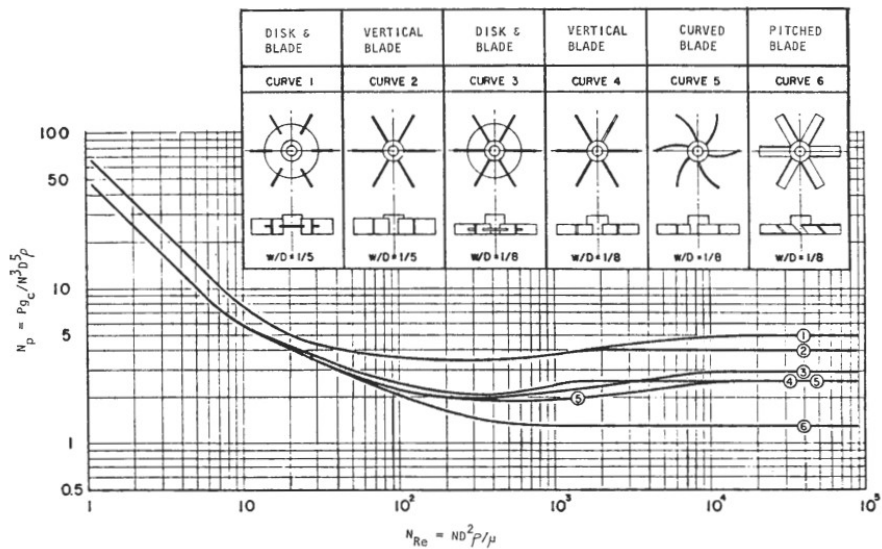
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned}
N_{RE} &= \frac{(0,16 \text{ m})^2 \times 5,33 \text{ rps} \times 1000 \text{ kg/m}^3}{0,000818 \text{ kg/ms}} \\
&= 175.346,86
\end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_0 = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_0 = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

ρ = Densitas fluida

N = kecepatan putaran

Di = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned}
 P_0 &= 5 \times 1000 \text{ kg/m}^3 \times (5,33 \text{ rps})^3 \times (0,16 \text{ m})^5 \\
 &= 89,89 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 89,89 \text{ N.m/s} \\
 &= 89,89 \text{ J/s} \\
 &= 89,89 \text{ watt} \\
 &= 0,09 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 0,12 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnot & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,12 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,15 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ)

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

σ = Beban hidrolik (N.m)

N = Kecepatan putar (rps)

P_0 = Daya Penggerak (N.m/s)

$$\begin{aligned}
 \sigma &= \frac{P_0}{N} \\
 &= \frac{89,89 \text{ N.m/s}}{5,33 \text{ rps}} \\
 &= 16,85 \text{ N.m}
 \end{aligned}$$

Momen blending (M)

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

$$M = \text{Momen blending}$$

$$Lp = \text{Panjang poros (m)}$$

$$L = \text{Panjang impeller (m)}$$

$$\begin{aligned} Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (3,25 + 2,00 + 38,73) - (0,3333 \times 38,73) \\ &= 31,07 \text{ in} \\ &= 0,79 \text{ m} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M &= \frac{0,3 \times 89,89 \text{ N.m/s} \times 0,79 \text{ m}}{5,33 \text{ rps} \times 0,04 \text{ m}} \\ &= 97,36 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft})

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$\begin{aligned} D_{Shaft} &= \left(\frac{16 \times ((16,85 \text{ N.m})^2 + (97,36 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3} \\ &= 0,0157 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Poros (V_{Shaft})

$$\begin{aligned} V_{Shaft} &= \pi \times D_{Shaft}^2 \times Lp \\ &= 3,14 \times (0,0157 \text{ m})^2 \times 0,79 \text{ m} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$)

$$\text{Jumlah impeller} = 4$$

$$\text{Jumlah sudut (n)} = 6$$

$$\text{Tinggi blade (W)} = 1,29 \text{ in}$$

$$\text{Panjang blade (L)} = 1,61 \text{ in}$$

$$\text{Tebal impeller (ti)} = 0,20 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} V_{impeller} &= 4 \times L \times W \times ti \times n \\ &= 4 \times 1,61 \text{ in} \times 1,29 \text{ in} \times 0,20 \text{ in} \times 6 \\ &= 10,00 \text{ in}^3 = 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Pengaduk (V_A)

$$\begin{aligned} V_A &= V_{Shaft} + V_{Impeller} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3 + 0,0002 \text{ m}^3 \\ &= 0,0008 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

KESIMPULAN TANGKI HIDRAZIN N₂H₄ (TU - 04)

Tugas : Membuat larutan hidrazin N₂H₄ 1% yang digunakan dalam tangki deaerator untuk menghilangkan sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak menimbulkan korosi pada boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

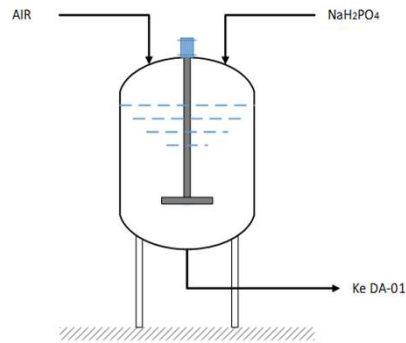
Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,49 m
- Diameter luar (OD) = 0,50 m
- Tinggi *head* = 0,14 m
- Tinggi *shell* = 0,98 m
- Tinggi total = 1,26 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,16 m
- Tinggi *blade* = 0,03 m
- Lebar *blade* = 0,04 m
- Lebar *baffle* = 0,04 m
- Kecepatan = 320 rpm
- Daya = 0,5 Hp

TANGKI NaH_2PO_4 (TU - 05)



Tugas : Membuat larutan NaH_2PO_4 1% yang digunakan dalam tangki deaerator untuk mencegah timbulnya kerak didalam boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Data :

- Laju alir massa air = 617,9 kg/jam
- Densitas NaH_2PO_4 1% = 1000,0 kg/m^3
- Waktu tinggal = 168,0 jam
- Kebutuhan NaH_2PO_4 = 15,0 ppm

1. Kebutuhan NaH_2PO_4

$$\begin{aligned} &= 15 \text{ ppm} \times \frac{1}{1.000.000} \times 617,9 \text{ kg/jam} \times 168,0 \text{ jam} \\ &= 1,56 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa air :

Larutan NaH_2PO_4 dibuat dengan kadar 1%

$$\begin{aligned} &= \frac{99\%}{1\%} \times 1,56 \text{ kg} \\ &= 154,15 \text{ kg} \end{aligned}$$

Volume larutan NaH_2PO_4 1% :

$$= \frac{\text{Massa } \text{NaH}_2\text{PO}_4 + \text{massa air}}{\text{densitas}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1,56 \text{ kg} + 154,15 \text{ kg}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,1557 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki :

Dirancang faktor keamanan (*over design*) 20% dari volume cairan

$$\begin{aligned}
 &= 0,1557 \text{ m}^3 \times 1,2 \\
 &= 0,1869 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2. Dimensi Tangki

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

$$\begin{aligned}
 D &= \left(\frac{4 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,1869}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\
 &= 0,49 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 D &= 0,49 \text{ m} = 19,37 \text{ in} = 1,61 \text{ ft} \\
 H &= 0,98 \text{ m} = 38,73 \text{ in} = 3,23 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned}
 f &: \text{ Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\
 E &: \text{ Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\
 c &: \text{ Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned}
 t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\
 P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\
 r &= \text{jari-jari reaktor (in)}
 \end{aligned}$$

- f = allowable stress
 E = efisiensi sambungan
 C = faktor korosi

maka,

$$\begin{aligned}
 t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 9,68 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0114 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1364 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\
 &= 19,37 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 19,74 \text{ in} \\
 &= 1,65 \text{ ft} \\
 &= 0,50 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 20 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

- f : Allowable stress = 18750 Psi (appendix D, Brownell & Young)
 E : Efisiensi sambungan = 0,8 (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)
 c : Faktor korosi = 0,125 in

Faktor keamanan = 20%

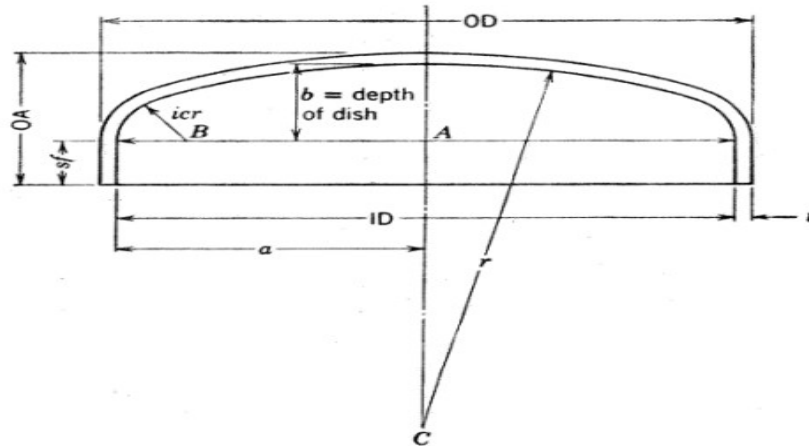
$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 9,68 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0101 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1351 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal head standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head (H_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr = Inside - Corner Radius

sf = Straight Flange

r = Radius of Dish

OD = Outside Diameter

b = Depth of Dish (Inside)

a = Inside Radius

ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan Straight Flange (sf) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
3/16	1 1/8-2	3/16
1/4	1 1/8-2 1/2	3/4
5/16	1 1/8-3	1 5/16
3/8	1 1/8-3	1 1/8
7/16	1 1/8-3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/8-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/8-3 1/2	1 3/4
3/4	1 1/8-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/8-4	2 5/8
1	1 1/8-4	3
1 1/8	1 1/8-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/8-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/8-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/8-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/8-4 1/2	4 3/4
1 3/4	1 1/8-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/8-4 1/2	5 5/8
2	1 1/8-4 1/2	6
2 1/4	1 1/8-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/8-4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/8-4 1/2	8 1/4
3	1 1/8-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

OD	12		14		16		18		20		22		24	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/4	3/4	12	7/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/16	13/16	12	13/16	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/8	1 1/8	12	1 1/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/16	1 3/8	12	1 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1/2	1 1/2	12	1 1/2	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
5/8	1 3/4	12	1 3/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
3/4	2 1/4	12	2 1/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
7/8	2 5/8	12	2 5/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1	3	12	3	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/8	3 3/8	12	3 3/8	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 1/4	3 3/4	12	3 3/4	14	1	15	1 1/8	18	1 1/4	20	1 3/8	21	1 1/2	24
1 3/8	3 3/4	12	4 1/8	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 3/4	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 3/8	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 3/4	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
1 3/8	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2 1/4	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
2 3/4	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24
3	3 3/4	12	4 1/2	14	1 1/2	14	4 1/2	18	4 1/2	18	6 1/4	20	6 3/8	24

$$OD = 20,00 \text{ in}$$

$$r = 20,00 \text{ in}$$

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

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{19,37}{2} = 9,68 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 9,68 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 8,43 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 20,00 \text{ in} - 1,25 \text{ in} \\ &= 18,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(18,75)^2 - (8,43)^2} \\ &= 16,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 20,00 \text{ in} - 16,75 \text{ in} \\ &= 3,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 3,25 + 2 \\ &= 5,44 \text{ in} \\ &= 0,45 \text{ ft} \\ &= 0,14 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi head (H_{Head}) = 0,14 m

Menentukan Tinggi Total

$$\text{Tinggi Total} = \text{Tinggi Shell} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Total} &= 0,98 \text{ m} + 2 \times 0,14 \text{ m} \\ &= 0,98 \text{ m} + 0,28 \text{ m} \\ &= 1,26 \text{ m} \\ &= 4,13 \text{ ft} \\ &= 49,61 \text{ in}\end{aligned}$$

3. Ketinggian Cairan Dalam Tangki

Volume Cairan Dalam Head :

$$\begin{aligned}V_{\text{Head}} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\ &= \frac{3,14}{4} \times (0,49 \text{ m})^2 \times \frac{0,49 \text{ m}}{6} \\ &= 0,0156 \text{ m}^3 \\ &= 0,550 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Luas Selimut Tangki :

$$\begin{aligned}A &= \pi \times ID \times H \\ &= 3,14 \times 1,61 \text{ ft} \times 3,23 \text{ ft} \\ &= 16,36 \text{ ft}^2 \\ &= 1,52 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas Penampang Tangki :

$$\begin{aligned}A &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (1,61 \text{ ft})^2 \\ &= 2,04 \text{ ft}^2 \\ &= 0,19 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Volume Cairan di Shell dan Bottom :

$$\begin{aligned}\text{Volume Tangki} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head (atap)} \\ \text{Volume shell dan bottom} &= 6,60 \text{ ft}^3 - 0,55 \text{ ft}^3 \\ &= 6,05 \text{ ft}^3 \\ &= 0,17 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Tangki :

$$\begin{aligned}\text{Volume shell dan bottom} &= \text{Luas Penampang Tangki} \times \text{Tinggi Cairan} \\ \text{Tinggi Cairan} &= \frac{6,05 \text{ ft}^3}{2,04 \text{ ft}^2} \\ &= 2,96 \text{ ft} \\ &= 0,90 \text{ m}\end{aligned}$$

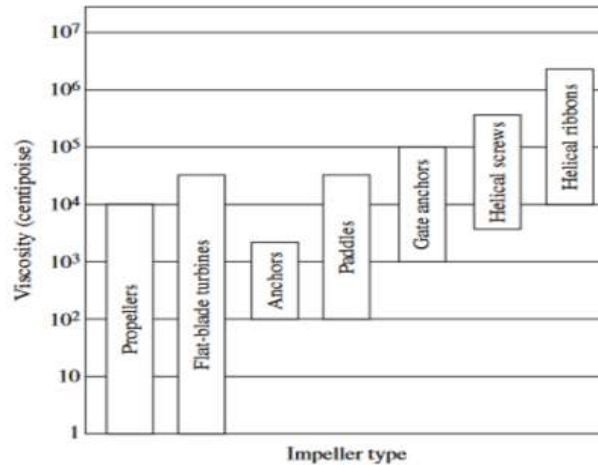
4. Perancangan Pengaduk

Data :

- Viskositas = 0,8177 cP = 0,000818 kg/m.s
- Densitas = 62,428 lb/ft³ = 1000 kg/m³

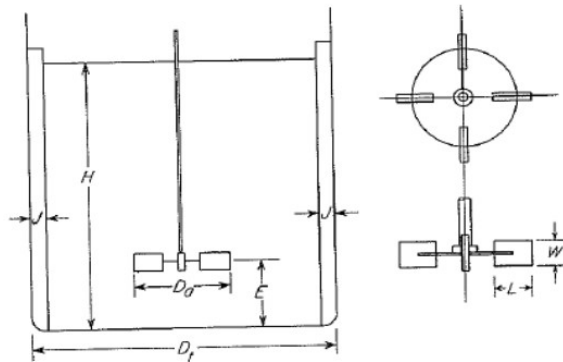
Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

(Holland, F.A dan F.A., Chapman, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold New York, 1966)



Gambar. Viscosity Range for Agitators

Untuk viskositas 0,8177 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah jenis *Propeller* atau *Flat Blade Turbine*. Tipe pengaduk yang dipilih yaitu jenis *Flat-Blade Turbine Impeller* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan. Pada cairan dengan viskositas rendah, turbin menghasilkan pengadukan yang dapat memecah larutan yang terjebak pada titik tertentu, sehingga larutan menjadi semakin homogen (McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering).



Gambar. Measurements of Turbine

(McCabe & Smith, Unit Operation of Chemical Engineering, Hal 242)

Perhitungan Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$
$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Dimana,

- D_t = Diameter dalam reaktor
 D_a = Diameter *Propeller*
 W = Tinggi *Propeller*
 L = Lebar *Propeller*
 J = Lebar *Baffle*
 E = Jarak *Propeller* (pengaduk) dengan dasar reaktor
 H = Tinggi *Shell*

$$D_t = 19,37 \text{ in} = 0,49 \text{ m}$$
$$D_a = \frac{0,49 \text{ m}}{3} = 0,16 \text{ m} = 6,46 \text{ in}$$
$$E = \frac{0,49 \text{ m}}{3} = 0,16 \text{ m} = 6,46 \text{ in}$$
$$W = \frac{0,16 \text{ m}}{5} = 0,03 \text{ m} = 1,29 \text{ in}$$
$$J = \frac{0,49 \text{ m}}{12} = 0,04 \text{ m} = 1,61 \text{ in}$$
$$L = \frac{0,16 \text{ m}}{4} = 0,04 \text{ m} = 1,61 \text{ in}$$

Volume *Baffle*

$$\begin{aligned} \text{Panjang } Baffle &= \text{Tinggi Shell} - \text{Jarak Propeller dengan dasar reaktor} \\ &= 38,73 \text{ in} - 6,46 \text{ in} \\ &= 32,28 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal } Baffle \text{ Standar} = 0,0079 \text{ m} = 0,3110 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} V Baffle &= \text{Lebar baffle} \times \text{Panjang baffle} \times \text{tebal baffle} \times 6 \\ &= 1,61 \text{ in} \times 32,28 \text{ in} \times 0,31 \text{ in} \times 6 \\ &= 97,20 \text{ in}^3 \\ &= 0,0016 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah Pengaduk

Berdasarkan Rase, 1997, Persamaan 8.9 :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

dimana,

$WELH$ = *Water Equivalent Liquid High* ($Z_L \cdot S_g$)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

S_g = *Specific gravity*

Z_L = Tinggi cairan pada bagian *shell* + tinggi *head*

$$\begin{aligned} Z_L &= \text{Tinggi cairan pada bagian } shell + sf + b \\ &= 35,50 \text{ in} + 2 \text{ in} + 3,25 \text{ in} \\ &= 40,76 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,0000 \text{ kg/L}$$

$$= 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$S_g = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air } 30^\circ\text{C}}$$

$$= \frac{1.000,00 \text{ kg/m}^3}{995,65 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,00$$

$$WELH = 40,76 \text{ in} \times 0,60$$

$$= 24,45 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

$$= \frac{24,45 \text{ in}}{19,37 \text{ in}}$$

$$= 1,26 \approx 1$$

Putaran Pengaduk

Berdasarkan buku Rase, H.F., dan J.r., Holmes, "Chemical Reactor Design for Process Plants", Wiley and Son, New York, 1977, Vol 1, Halaman 366. Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit hingga 700 ft/menit, dengan tipe pengaduk *Propeller* dan *Flat Blade Turbine* dengan 6 *blade*.

Dipilih : 500 ft/menit

$$N = 500 \text{ ft/menit} = 152,4 \text{ m/menit}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{\pi Da} \\
&= \frac{152,4 \text{ m/menit}}{3,14 \times 0,16 \text{ m/rotasi}} \\
&= 296,01 \text{ rpm}
\end{aligned}$$

Dari Wallas Halaman 288, untuk kecepatan pengaduk standar yaitu :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\begin{aligned}
\text{Dipilih kecepatan pengaduk standa} &= 320 \text{ rpm} \\
&= 5,33 \text{ rps}
\end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynold

$$N_{RE} = \frac{Di^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Rase, 1997, Halaman 354})$$

dimana,

ρ = Rapat massa campuran (kg/m^3)

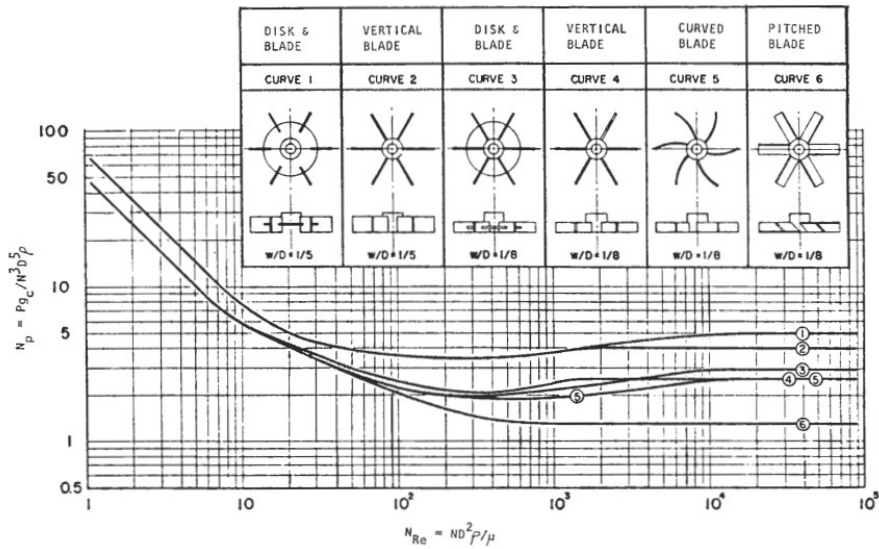
N = Kecepatan pengadukan (rps)

Di = Diameter impeller (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

maka,

$$\begin{aligned}
N_{RE} &= \frac{(0,16 \text{ m})^2 \times 5,33 \text{ rps} \times 1000 \text{ kg/m}^3}{0,000818 \text{ kg/m.s}} \\
&= 175.346,86
\end{aligned}$$



Gambar. Power number against Reynolds number of some turbine impellers

Nilai bilangan N_p dicari dari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Halaman 292, diperoleh untuk *six blade turbine* (curve 1) dengan nilai $N_{RE} > 10^5$. Maka, nilai $N_p = 5$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$P_0 = N_p \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

dimana,

P_0 = Daya penggerak

N_p = Bilangan daya

ρ = Densitas fluida

N = kecepatan putaran

Di = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned}
 P_0 &= 5 \times 1000 \text{ kg/m}^3 \times (5,33 \text{ rps})^3 \times (0,16 \text{ m})^5 \\
 &= 89,89 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 89,89 \text{ N.m/s} \\
 &= 89,89 \text{ J/s} \\
 &= 89,89 \text{ watt} \\
 &= 0,09 \text{ kW} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ kW}} \\
 &= 0,12 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Sinnot & Towler, halaman 111.

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{0,12 \text{ Hp}}{80\%} \\
 &= 0,15 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001), halaman 628, maka dipilih daya motor standar yaitu sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Beban Hidrolik (σ)

$$\sigma = \frac{P_0}{N}$$

dimana,

σ = Beban hidrolik (N.m)

N = Kecepatan putar (rps)

P_0 = Daya Penggerak (N.m/s)

$$\begin{aligned}
 \sigma &= \frac{P_0}{N} \\
 &= \frac{89,89 \text{ N.m/s}}{5,33 \text{ rps}} \\
 &= 16,85 \text{ N.m}
 \end{aligned}$$

Momen blending (M)

$$M = \frac{0,3 \times P_0 \times Lp}{N \times L}$$

dimana,

M = Momen blending

Lp = Panjang poros (m)

L = Panjang impeller (m)

$$\begin{aligned} Lp &= (H_{Head} + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (b + sf + H_{Shell}) - (1/3 \times H_{Shell}) \\ &= (3,25 + 2,00 + 38,73) - (0,3333 \times 38,73) \\ &= 31,07 \text{ in} \\ &= 0,79 \text{ m} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M &= \frac{0,3 \times 89,89 \text{ N.m/s} \times 0,79 \text{ m}}{5,33 \text{ rps} \times 0,04 \text{ m}} \\ &= 97,36 \text{ N.m} \end{aligned}$$

Diameter Poros (D_{Shaft})

$$D_{Shaft} = \left(\frac{16 \times (\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi \times f} \right)^{1/3}$$

diketahui,

$$f = 18750 \text{ psi} = 129.276.750 \text{ N/m}^2$$

maka,

$$\begin{aligned} D_{Shaft} &= \left(\frac{16 \times ((16,85 \text{ N.m})^2 + (97,36 \text{ N.m})^2)^{0,5}}{3,14 \times 18750 \text{ psi}} \right)^{1/3} \\ &= 0,0157 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume Poros (V_{Shaft})

$$\begin{aligned} V_{Shaft} &= \pi \times D_{Shaft}^2 \times Lp \\ &= 3,14 \times (0,0157 \text{ m})^2 \times 0,79 \text{ m} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Impeller ($V_{Impeller}$)

Jumlah impeller = 4

Jumlah sudut (n) = 6

Tinggi blade (W) = 1,29 in

$$\text{Panjang blade (L)} = 1,61 \text{ in}$$

$$\text{Tebal impeller (ti)} = 0,20 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} V_{impeller} &= 4 \times L \times W \times ti \times n \\ &= 4 \times 1,61 \text{ in} \times 1,29 \text{ in} \times 0,20 \text{ in} \times 6 \\ &= 10,00 \text{ in}^3 = 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume Pengaduk (V_A)

$$\begin{aligned} V_A &= V_{Shaft} + V_{Impeller} \\ &= 0,0006 \text{ m}^3 + 0,0002 \text{ m}^3 \\ &= 0,0008 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

KESIMPULAN TANGKI NaH_2PO_4 (TU - 05)

Tugas : Membuat larutan NaH_2PO_4 1% yang digunakan dalam tangki deaerator untuk mencegah timbulnya kerak didalam boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

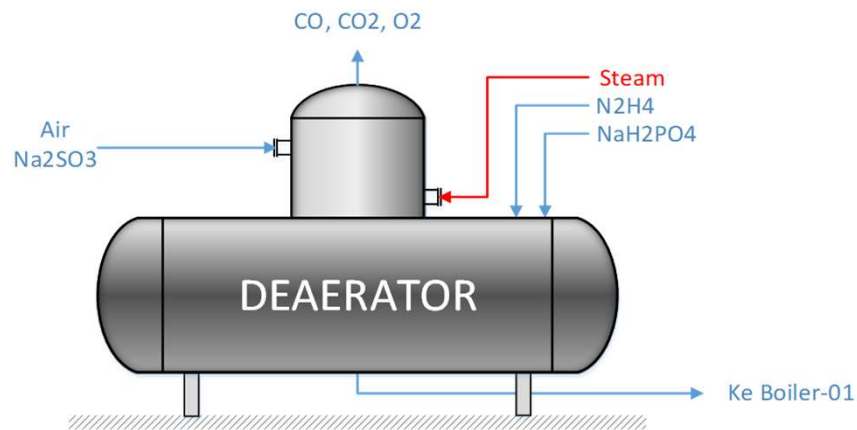
Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,49 m
- Diameter luar (OD) = 0,50 m
- Tinggi *head* = 0,14 m
- Tinggi *shell* = 0,98 m
- Tinggi total = 1,26 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

Pengaduk Tangki

- Jenis = *Flat Blade Turbine*
- Jumlah = 1
- Diameter *impeller* = 0,16 m
- Tinggi *blade* = 0,03 m
- Lebar *blade* = 0,04 m
- Lebar *baffle* = 0,04 m
- Kecepatan = 320 rpm
- Daya = 0,5 Hp

DEAERATOR (DA - 01)



Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, CO₂, O₂, dll

Jenis : Tangki silinder vertikal yang berisi bahan isian, dimana air di-spray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Diketahui :

Laju alir massa air = 617,90 kg/jam

Rasio steam : air = 0,6

Densitas steam = 0,081 lb/ft³

Kebutuhan steam = 0,6 × 617,90 kg/jam
= 370,74 kg/jam

Tekanan steam = 1 atm

Suhu steam = 100 °C

Specific facial velocity (G') = 500 lb/jam.ft²
= 2.441,22 kg/jam.m²

Bahan isian :

Tipe = Raschig Ring Ceramic

Bahan kimia = Na₂SO₃

Dp = 2 in = 50,8 mm

1. Volume Air Dalam Deaerator

$$\begin{aligned}V_{Air} &= \frac{\text{Laju alir massa air}}{\text{Densitas}} \times 1 \text{ jam} \\ &= \frac{617,90 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 0,62 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang *over design* sebesar 20% :

$$\begin{aligned}V_t &= 1,2 \times 0,62 \text{ m}^3 \\ &= 0,74 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Digunakan perbandingan D : L = 1 : 1

$$\begin{aligned}D &= \left(\frac{4 \times V_t}{1 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,74}{1 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,98 \text{ m}\end{aligned}$$

Diperoleh ukuran D dan L :

$$\begin{aligned}D &= 0,98 \text{ m} = 38,68 \text{ in} = 3,22 \text{ ft} \\ L &= 0,98 \text{ m} = 38,68 \text{ in} = 3,22 \text{ ft}\end{aligned}$$

2. Volume Bahan Isian

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan steam} &= \frac{\text{Laju alir steam}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{370,74 \text{ kg/jam}}{958,35 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,3869 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Luas penampang Deaerator :

$$\begin{aligned}As &= \frac{\text{Kecepatan umpan}}{G'} \\ &= \frac{617,90 \text{ kg/jam}}{2.441,22 \text{ kg/jam.m}^2} \\ &= 0,2531 \text{ m}^2 \\ &= 392,32 \text{ in}^2 \\ &= 2,7245 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 0,167 \text{ jam} = 601,2 \text{ detik} \\ \text{Volume bahan isian} &= \text{Kecepatan steam} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,3869 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,17 \text{ jam} \\ &= 0,0646 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan isian} &= \frac{\text{Volume bahan isian}}{\text{As}} \\ &= \frac{0,0646 \text{ m}^3}{0,2531 \text{ m}^2} \\ &= 0,2552 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Dimensi Deaerator

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Faktor keamanan} &&= 20\% \\ P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned} t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\ r &= \text{jari-jari reaktor (in)} \\ f &= \text{allowable stress} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} \\ C &= \text{faktor korosi} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 19,34 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0228 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1478 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\
 &= 38,68 + 2 \times 0,1875 \\
 &= 39,06 \text{ in} \\
 &= 3,25 \text{ ft} \\
 &= 0,99 \text{ m}
 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 40 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

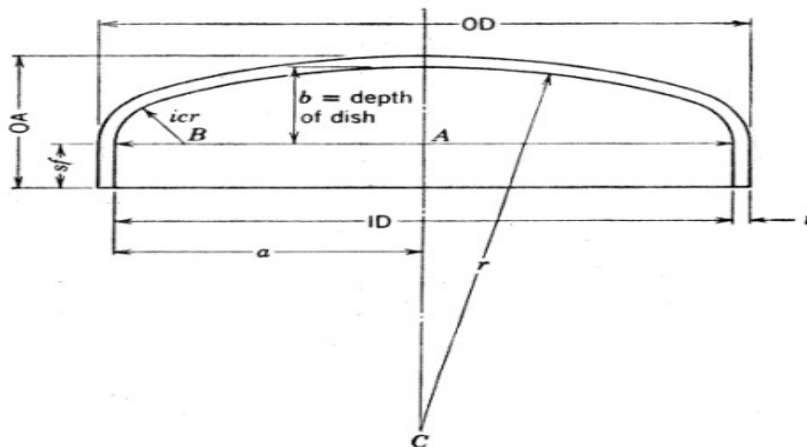
$$\begin{aligned}
 P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}
 t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 19,34 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,0201 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1451 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875$ in. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Tinggi Head (H_{head})



Gambar. *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Keterangan :

- icr* = Inside - Corner Radius
- sf* = Straight Flange
- r* = Radius of Dish
- OD* = Outside Diameter
- b* = Depth of Dish (Inside)
- a* = Inside Radius
- ID* = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2-2	3/16
1/4	1 1/2-2 1/2	3/4
5/16	1 1/2-3	1 1/16
3/8	1 1/2-3	1 1/2
7/16	1 1/2-3 1/2	1 3/4
1/2	1 1/2-3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2-3 1/2	1 3/4
3/4	1 1/2-3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2-4	2 3/8
1	1 1/2-4	3
1 1/8	1 1/2-4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/2-4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/2-4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/2-4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/2-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/2-4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/2-4 1/2	5 5/8
2	1 1/2-4 1/2	6
2 1/4	1 1/2-4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/2-4 1/2	7 1/2
2 3/4	1 1/2-4 1/2	8 1/4
3	1 1/2-4 1/2	9

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

$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$

maka *sf* dipilih sebesar = 2 in = 0,167 ft = 0,0508 m

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

<i>t</i>	40		42		48		54		60		66		72	
	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↑	↑	↑	↑	↑	48	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/8	↑	↑	↑	↑	↑	42	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
7/16	↓	40	↓	↓	↓	48	↓	54	↓	60	↓	66	↓	72
1/2	↓	36	↓	↓	↓	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/8	2 1/2	↑	2 5/8	↓	↓	↓	3 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
3/4	2 5/8	↑	3	40	3	↓	3 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
7/8	3	↑	3 3/8	42	3 3/8	↓	↓	3 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1	3 3/8	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	4 1/8	↑	↑	↑	↑	↑
1 1/8	3 3/4	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	4 1/8	↑	↑	↑	↑
1 1/4	4 1/4	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	4 3/8	↑	↑	↑
1 3/8	4 1/2	↑	↑	↑	↑	42	↓	↓	↓	↓	↓	4 3/8	↑	↑
1 1/2	4 3/8	↑	↑	↑	↑	48	↓	↓	↓	↓	↓	↓	4 3/8	↑
1 5/8	5 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	↓	5 1/4	↑
1 3/4	5 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	↓	5 1/4	↑
1 7/8	5 5/8	↑	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	↓	5 5/8	↑
2	6	↑	↑	↑	↑	↑	↓	48	↓	↓	↓	↓	6	↑
2 1/4	6 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↓	5 1/4	↓	↓	↓	↓	6 3/4	↑
2 1/2	7 1/2	↑	↑	↑	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	↓	7 1/2	↑
2 3/4	8 1/4	36	8 1/4	42	8 1/4	↓	9	↓	9	↓	9	↓	8 1/4	↑
3	8 1/4	↑	↑	↑	↑	9	↓	54	9	54	9	60	9	66

$$\begin{aligned}
 OD &= 40,00 \text{ in} \\
 r &= 40,00 \text{ in} \\
 icr &= 2,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{38,68}{2} = 19,34 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 19,34 \text{ in} - 2,5 \text{ in} \\
 &= 16,84 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 40,00 \text{ in} - 2,5 \text{ in} \\
 &= 37,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(37,5)^2 - (16,84)^2} \\
 &= 33,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 40,00 \text{ in} - 33,50 \text{ in} \\
 &= 6,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_{head} + b + sf \\
 &= 0,1875 + 6,50 + 2 \\
 &= 8,68 \text{ in} \\
 &= 0,72 \text{ ft} \\
 &= 0,22 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tinggi head (H_{Head}) = 0,22 m

Menentukan Tinggi Total

$$Tinggi\ Total = Tinggi\ Shell + 2 \times Tinggi\ Head$$

$$\begin{aligned}
 Tinggi\ Total &= 0,98 \text{ m} + 1 \times 0,22 \text{ m} \\
 &= 0,98 \text{ m} + 0,22 \text{ m} \\
 &= 1,20 \text{ m} \\
 &= 3,95 \text{ ft} \\
 &= 47,37 \text{ in}
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN DEAERATOR (DA - 01)

Tugas : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti CO, CO₂, O₂, dll
Jenis : Tangki silinder vertikal yang berisi bahan isian, dimana air di-spray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent.

Kondisi Operasi :

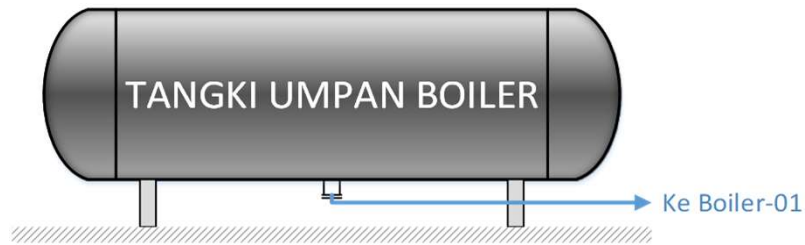
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Luas penampang deaerator = 0,2531 m²
Volume bahan isian = 0,0646 m³
Tinggi bahan isian = 0,2552 m
Volume deaerator = 0,7447 m³
Jumlah deaerator = 1 unit

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,98 m
- Diameter luar (OD) = 0,99 m
- Tinggi *head* = 0,22 m
- Tinggi *shell* = 0,98 m
- Tinggi total = 1,20 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

TANGKI UMPAN BOILER (TU - 06)



Tugas : Menampung sementara air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu operasi 4 jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal yang dilengkapi Deaerator

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 99,72 °C = 372,72 K

Diketahui :

Kecepatan massa air = 7.167,64 kg/jam

Rapat massa = 995,647 kg/m³

Didalam tangki umpan boiler berfungsi untuk menampung sementara air yang sudah dihilangkan kadar mineral dan gas-gas terlarut.

1. Menentukan Volume Air

Waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned} V_{Air} &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas}} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= \frac{7.167,64 \text{ kg/jam}}{995,647 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 7,20 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi Tangki

Dirancang (*over design*) 20% :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times \text{Volume air} \\ &= 1,2 \times 7,20 \text{ m}^3 \\ &= 8,64 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki :

Rasio panjang dan diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment Selection and Design*, Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian *vessels*)

Dirancang perbandingan L : D = 3 : 1

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{3 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 8,64}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,54 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 1,54 \text{ m} = 60,72 \text{ in} = 5,06 \text{ ft} \\ L &= 4,63 \text{ m} = 182,16 \text{ in} = 15,18 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownell n Young)} \\ c &: \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned} t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\ r &= \text{jari-jari reaktor (in)} \\ f &= \text{allowable stress} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} \\ C &= \text{faktor korosi} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 30,36 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0357 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1607 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 60,72 + 2 \times 0,1875 \\ &= 61,09 \text{ in} \\ &= 5,09 \text{ ft} \\ &= 1,55 \text{ m}\end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 60 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

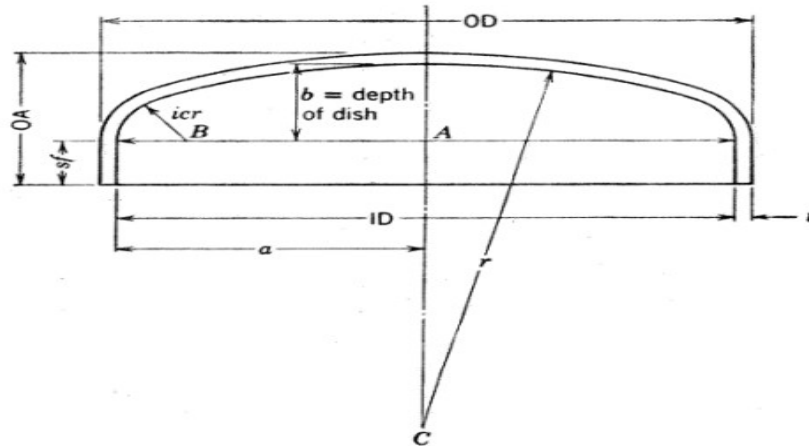
$$\begin{aligned}P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 30,36 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0316 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1566 \text{ in}\end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Panjang Head (L_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan Straight Flange (sf) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{9}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$
$1\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
$1\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{3}{8}$
2	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	6
$2\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{4}$
$2\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$
$2\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$8\frac{1}{4}$
3	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40			42		48		54		60		66		72	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72	
1/4	3	40	3 1/8	42	3 1/2	48	4	54	4 1/4	60	5	66	5 1/8	72	
5/16	3 1/2	40	3 5/8	42	4	48	4 1/2	54	5	60	6	66	6 1/4	72	
3/8	4	40	4 1/4	42	4 1/2	48	5	54	5 1/2	60	7	66	7 1/4	72	
1/2	5	40	5 1/4	42	5	48	6	54	6 1/2	60	8	66	8 1/4	72	
5/8	6	40	6 1/4	42	6	48	7	54	7 1/2	60	9	66	9 1/4	72	
3/4	7	40	7 1/4	42	7	48	8	54	8 1/2	60	10	66	10 1/4	72	
1	8	40	8 1/4	42	8	48	9	54	9 1/2	60	11	66	11 1/4	72	
1 1/8	9	40	9 1/4	42	9	48	10	54	10 1/2	60	12	66	12 1/4	72	
1 1/4	10	40	10 1/4	42	10	48	11	54	11 1/2	60	13	66	13 1/4	72	
1 3/8	11	40	11 1/4	42	11	48	12	54	12 1/2	60	14	66	14 1/4	72	
1 1/2	12	40	12 1/4	42	12	48	13	54	13 1/2	60	15	66	15 1/4	72	
1 5/8	13	40	13 1/4	42	13	48	14	54	14 1/2	60	16	66	16 1/4	72	
1 3/4	14	40	14 1/4	42	14	48	15	54	15 1/2	60	17	66	17 1/4	72	
1 7/8	15	40	15 1/4	42	15	48	16	54	16 1/2	60	18	66	18 1/4	72	
2	16	40	16 1/4	42	16	48	17	54	17 1/2	60	19	66	19 1/4	72	
2 1/8	17	40	17 1/4	42	17	48	18	54	18 1/2	60	20	66	20 1/4	72	
2 1/4	18	40	18 1/4	42	18	48	19	54	19 1/2	60	21	66	21 1/4	72	
2 3/8	19	40	19 1/4	42	19	48	20	54	20 1/2	60	22	66	22 1/4	72	
2 1/2	20	40	20 1/4	42	20	48	21	54	21 1/2	60	23	66	23 1/4	72	
2 5/8	21	40	21 1/4	42	21	48	22	54	22 1/2	60	24	66	24 1/4	72	
2 3/4	22	40	22 1/4	42	22	48	23	54	23 1/2	60	25	66	25 1/4	72	
3	23	40	23 1/4	42	23	48	24	54	24 1/2	60	26	66	26 1/4	72	

$$OD = 60,00 \text{ in}$$

$$r = 60,00 \text{ in}$$

$$icr = 3,625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{60,72}{2} = 30,36 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 30,36 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 26,73 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 60,00 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 56,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(56,38)^2 - (26,73)^2} \\ &= 49,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 60,00 \text{ in} - 49,63 \text{ in} \\ &= 10,37 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 10,37 + 2 \\ &= 12,55 \text{ in} \\ &= 1,05 \text{ ft} \\ &= 0,32 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh panjang head (L_{Head}) = 0,32 m

Menentukan Panjang Total

$$Panjang\ Total = Panjang\ Shell + 2 \times Panjang\ Head$$

$$\begin{aligned} Panjang\ Total &= 4,63\ m + 2 \times 0,32\ m \\ &= 4,63\ m + 0,64\ m \\ &= 5,26\ m \\ &= 17,27\ ft \\ &= 207,26\ in \end{aligned}$$

KESIMPULAN TANGKI UMPAN BOILER (TU - 06)

Tugas : Menampung sementara air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu operasi 4 jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal yang dilengkapi Deaerator

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 99,716 °C = 372,72 K

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

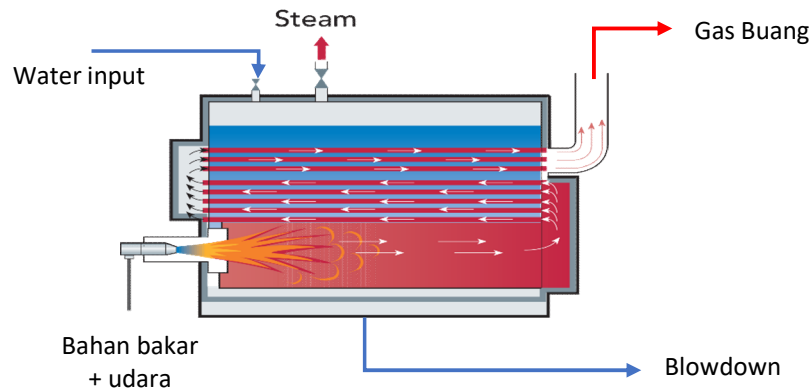
Volume tangki = 8,64 m³

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 1,54 m
- Diameter luar (OD) = 1,55 m
- Panjang *head* = 0,32 m
- Panjang *shell* = 4,63 m
- Panjang total = 5,26 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

BOILER (B - 01)



Tugas : Membuat steam jenuh pada suhu 120°C dengan tekanan 1,96 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Diketahui :

Jumlah air = 6.549,74 kg/jam

Densitas air = 995,65 kg/m³

Waktu tinggal = 1,00 jam

Kondisi operasi :

Tekanan steam keluar = 1,96 atm

Suhu air masuk (T_1) = 99,716 °C = 372,72 K

Suhu steam keluar (T_2) = 120 °C = 393 K

Kapasitas panas (C_p) steam :

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)				C_p
	A	B	C	D	
H₂O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469,E-07	1538,42

$$\begin{aligned} \text{Sehingga diperoleh nilai } C_p &= \frac{1538,42 \text{ kJ/kmol}}{18,00 \text{ kg/kmol}} \\ &= 85,47 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Panas laten penguapan air (λ) pada suhu 120°C = 2.202,10 kJ/kg

Langkah perhitungan :

- Menghitung Beban Panas
- Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar
- Dimensi Alat

1. Beban Panas

Dapat dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = Q_s + Q_\lambda$$

Keterangan :

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/jam)}$$

$$Q_s = \text{Beban panas untuk menaikkan suhu (kJ/jam)}$$

$$Q_\lambda = \text{Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)}$$

Panas Sensibel (Q_s) :

$$\begin{aligned} Q_s &= m \times C_p dT \\ &= 6.549,74 \text{ kg/jam} \times 85,47 \text{ kJ/kg} \\ &= 559.792,51 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas Penguapan (Q_λ) :

$$\begin{aligned} Q_\lambda &= m \times \lambda \\ &= 6.549,74 \text{ kg/jam} \times 2202,10 \text{ kJ/kg} \\ &= 13.106.023 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Beban Panas total (Q_t) :

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_\lambda \\ &= 559.792,51 \text{ kJ/jam} + 13.106.023 \text{ kJ/jam} \\ &= 13.665.816 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Bahan Bakar

Fuel Oil yang digunakan adalah No.4 Fuel Oils 23,2° API (Tabel 27-6, Perry's, 1999)

TABLE 27-6 Typical Ultimate Analyses of Petroleum Fuels

Composition, %	No. 1 fuel oil (41.5° A.P.I.)	No. 2 fuel oil (33° A.P.I.)	No. 4 fuel oil (23.2° A.P.I.)	Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° A.P.I.)	High sulfur, No. 6 (15.5° A.P.I.)
Carbon	86.4	87.3	86.47	87.26	84.67
Hydrogen	13.6	12.6	11.65	10.49	11.02
Oxygen	0.01	0.04	0.27	0.64	0.38
Nitrogen	0.003	0.006	0.24	0.28	0.18
Sulfur	0.09	0.22	1.35	0.84	3.97
Ash	<0.01	<0.01	0.02	0.04	0.02
C/H Ratio	6.35	6.93	7.42	8.31	7.62

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

Efisiensi pembakaran berkisar antara 70-80%

$$\text{Dirancang} = 80\%$$

$$Q_t \text{ ideal} = \frac{Q_t}{\text{Efisiensi}} = \frac{13.665.816 \text{ kJ/jam}}{80\%} = 15.184.240 \text{ kJ/jam}$$

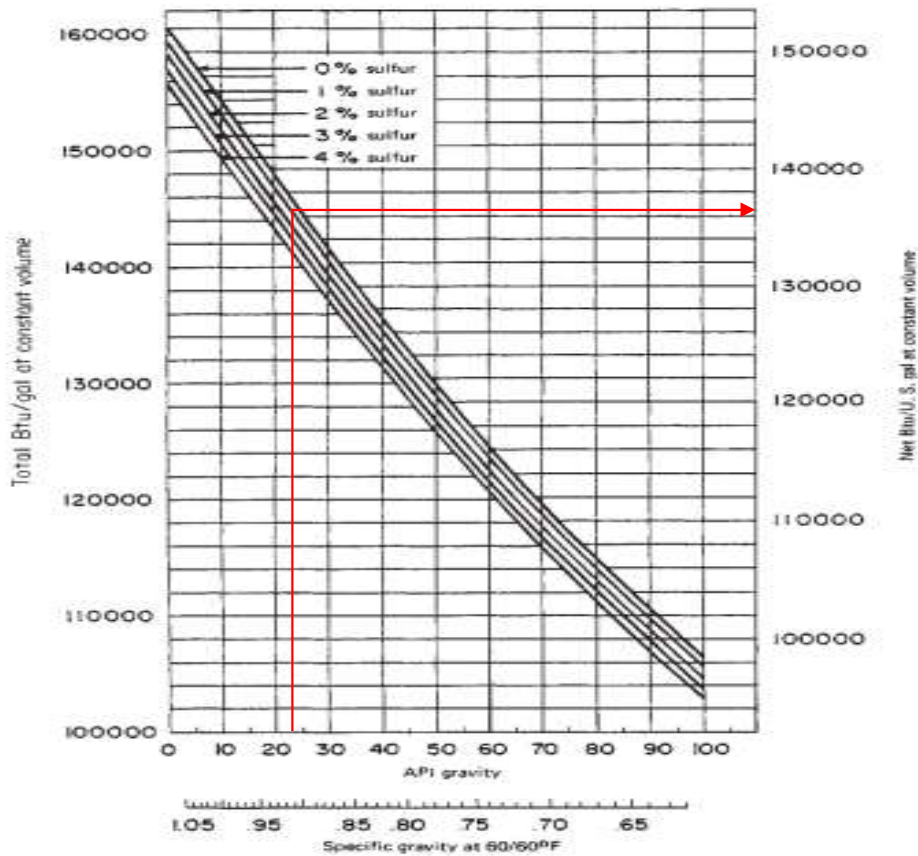


FIG. 27-3 Heat of combustion of petroleum fuels. To convert Btu/US gal to kJ/m^3 , multiply by 278.7.

Diperoleh :

$$\text{Nilai Net Heating Value (NHV)} = 136.500 \text{ BTU/gal}$$

$$\text{Densitas fuel oil } (\rho) = 849 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} NHV &= 136.500 \frac{\text{BTU}}{\text{gallon}} \times 1,0551 \frac{\text{kJ}}{\text{BTU}} \times 264,17 \frac{\text{gallon}}{\text{m}^3} \\ &= 38.044.913 \text{ kJ/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NHV &= \frac{38.044.913 \text{ kJ/m}^3}{849 \text{ kg/m}^3} \\ &= 44.811,44 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar :

$$= \frac{Qt}{NHV} = \frac{15.184.240 \text{ kJ/jam}}{44.811,44 \text{ kJ/kg}} = 338,85 \text{ kg/jam} = \text{##### liter/jam}$$

3. Menentukan Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa

Dirancang 2,5 in, nilai *Normal Pipe Size*, Sch No.40 :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,88 \text{ in} &= 0,073 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2,469 \text{ in} &= 0,063 \text{ m} \\ a'' &= 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft} &= 0,230 \text{ m}^2/\text{m} \\ L &= 8 \text{ ft} &= 2,438 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas permukaan kalor yang diperlukan :

Dihitung berdasarkan fluks panas (Kern, D.Q.)

$$\begin{aligned} \text{Fluks panas} &= 30.000,00 \text{ BTU/jam.ft}^2 \quad (\text{fluks maksimum}) \\ &= 30.000,00 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2} \times 1,0551 \frac{\text{kJ}}{\text{BTU}} \times 10,76 \frac{\text{ft}^2}{\text{m}^2} \\ &= 340.696,81 \text{ kJ/jam.m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Qt}{\text{Fluks}} \\ &= \frac{15.184.240 \text{ kJ/jam}}{340.696,81 \text{ kJ/jam.m}^2} \\ &= 44,57 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah pipa yang diperlukan (n) :

$$\begin{aligned} n &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{44,57 \text{ m}^2}{0,230 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,438 \text{ m}} \\ &= 79,64 \text{ pipa} \\ &\approx 80,00 \text{ pipa} \end{aligned}$$

4. Dimensi Boiler

Waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned} V_{\text{Air}} &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas}} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= \frac{6.549,74 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 6,58 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang (*over design*) 20% :

$$\begin{aligned} Vt &= 1,2 \times \text{Volume air} \\ &= 1,2 \times 6,58 \text{ m}^3 \\ &= 7,89 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang perbandingan L : D = 2 : 1

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 7,89}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,71 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 1,71 \text{ m} = 67,45 \text{ in} = 5,62 \text{ ft} \\ L &= 3,43 \text{ m} = 134,90 \text{ in} = 11,24 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 14,70 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned} t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\ r &= \text{jari-jari reaktor (in)} \\ f &= \text{allowable stress} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} \\ C &= \text{faktor korosi} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}t_{shell} &= \frac{17,64 \text{ psia} \times 33,72 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0397 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1647 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,1875 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 67,45 + 2 \times 0,1875 \\ &= 67,82 \text{ in} \\ &= 5,65 \text{ ft} \\ &= 1,72 \text{ m}\end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 66 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

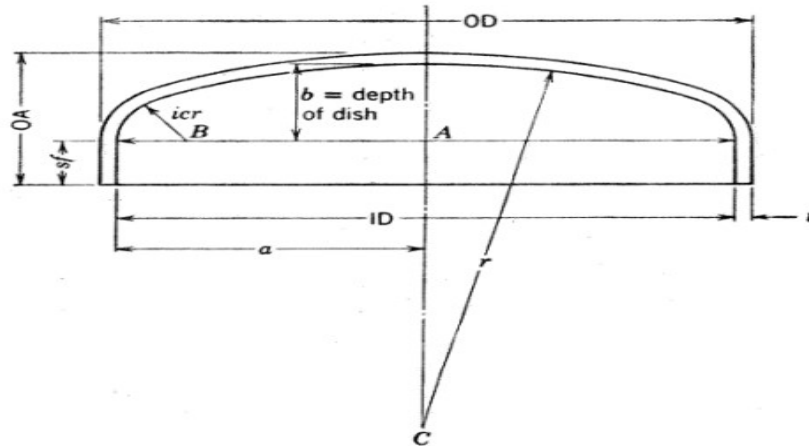
$$\begin{aligned}P_{Design} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 17,64 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psia} \times 33,72 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0351 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1601 \text{ in}\end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Panjang Head (L_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan Straight Flange (sf) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
3/16	1 1/8 - 2	3/16
1/4	1 1/8 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/8 - 3	1 5/16
3/8	1 1/8 - 3	1 1/8
7/16	1 1/8 - 3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/8 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/8 - 3 1/2	1 3/4
3/4	1 1/8 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/8 - 4	2 5/8
1	1 1/8 - 4	3
1 1/8	1 1/8 - 4 1/2	3 3/8
1 1/4	1 1/8 - 4 1/2	3 3/4
1 3/8	1 1/8 - 4 1/2	4 1/8
1 1/2	1 1/8 - 4 1/2	4 1/2
1 5/8	1 1/8 - 4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/8 - 4 1/2	5 1/4
1 7/8	1 1/8 - 4 1/2	5 5/8
2	1 1/8 - 4 1/2	6
2 1/4	1 1/8 - 4 1/2	6 3/4
2 1/2	1 1/8 - 4 1/2	7 1/8
2 3/4	1 1/8 - 4 1/2	8 1/4
3	1 1/8 - 4 1/2	9

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

$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$

maka sf dipilih sebesar $= 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72
1/4	↑	↑	↑	40	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	66	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↑	↓	48	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	↑
3/8	↓	↓	↓	↑	↓	42	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	↑
7/16	↓	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	↑
1/2	↓	40	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	60	↓	↑	↑	↑
5/8	↓	36	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	54	↓	↑	↑	↑
3/4	2 1/2	↑	2 5/8	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	72
7/8	2 5/8	↑	3	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	66
1	3	↑	3 3/8	↓	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↓	↑	↑	↑
1 1/8	3 3/8	↑	3 3/8	40	3	3 3/4	↓	↑	↓	3 5/8	↓	↑	↑	↑
1 1/4	3 3/4	↑	3 3/8	42	3 3/8	3 3/8	↓	↑	↓	3 3/4	↓	↑	↑	↑
1 3/8	4 1/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 1/2	4 1/2	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 3/4	4 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
1 7/8	5 1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2	5 3/8	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 1/4	6 3/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 3/4	7 1/2	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
2 3/4	8 1/4	36	8 1/4	42	8 1/4	48	9	54	9	54	9	60	9	66
3	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑

$$OD = 66,00 \text{ in}$$

$$r = 66,00 \text{ in}$$

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

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{67,45}{2} = 33,72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 33,72 \text{ in} - 4 \text{ in} \\ &= 29,72 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 66,00 \text{ in} - 4 \text{ in} \\ &= 62,00 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(62)^2 - (29,72)^2} \\ &= 54,41 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 66,00 \text{ in} - 54,41 \text{ in} \\ &= 11,59 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 11,59 + 2 \\ &= 13,78 \text{ in} \\ &= 1,15 \text{ ft} \\ &= 0,35 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh panjang head (L_{Head}) = 0,35 m

Menentukan Panjang Total

$$Panjang\ Total = Panjang\ Shell + 2 \times Panjang\ Head$$

$$\begin{aligned} Panjang\ Total &= 3,43\ m + 2 \times 0,35\ m \\ &= 3,43\ m + 0,70\ m \\ &= 4,13\ m \\ &= 13,54\ ft \\ &= 162,45\ in \end{aligned}$$

KESIMPULAN BOILER (B - 01)

Tugas : Membuat steam jenuh pada suhu 120°C dengan tekanan 1,96 atm

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1,96 atm = 1489,2 mmHg
- Suhu = 120 °C = 393 K

Kebutuhan bahan bakar = 338,85 kg/jam

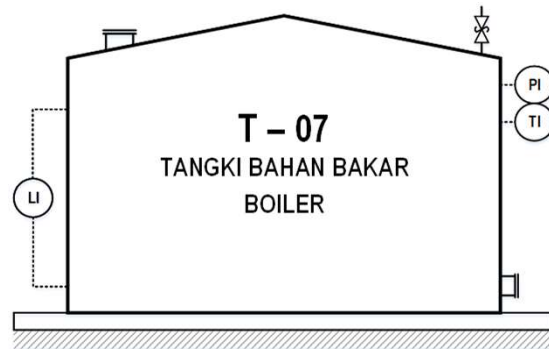
Ukuran Pipa dan Jumlah Pipa :

- Diameter luar = 2,88 in
- Diameter dalam = 2,469 in
- Luas permukaan = 0,753 ft²/ft
- Panjang pipa = 8 ft
- Jumlah pipa = 80 pipa

Dimensi Boiler :

- Diameter dalam (ID) = 1,71 m
- Diameter luar (OD) = 1,72 m
- Panjang *head* = 0,35 m
- Panjang *shell* = 3,43 m
- Panjang total = 4,13 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,1875 in

TANGKI BAHAN BAKAR BOILER (TU - 7)



Tugas : Menyimpan *Fuel Oil* bahan bakar boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg
- Suhu = 30 °C = 303 K

Diketahui :

- Waktu tinggal = 15 hari = 360 jam
- Kebutuhan bahan bakar = 338,85 kg/jam

1. Volume Bahan Bakar

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} V_l &= \text{Kebutuhan bahan bakar} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 338,85 \text{ kg/jam} \times 360 \text{ jam} \\ &= 121985 \text{ kg} \\ &= 121,99 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Volume Tangki

Dirancang *over design* 20% :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times V_l \\ &= 1,2 \times 121,99 \text{ m}^3 \\ &= 146,38 \text{ m}^3 \\ &= 38670 \text{ gallon} \\ &= 920,72 \text{ bbl} \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)												
		4 Number of Courses in Completed Tank												
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60				
10	14.0	170	250	335	420	505
15	31.5	380	565	755	945	1,130
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3,581	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4,532	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	274,300
200	5,595	167,900	201,400	235,000	268,600	304,500	341,000
220	6,770	203,100	243,700	284,400	322,300	364,500	407,000

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = 0.14D²H, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9-11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Berdasarkan Appendix E "Typical Tank Sizes and Capacities", Brownell and Young, 1959, diperoleh ukuran volume, diameter, dan tinggi standar tangki yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki standar} &= 1.010 \text{ bbl} \\ \text{Diameter tangki standar} &= 20 \text{ ft} = 6,10 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki standar} &= 18 \text{ ft} = 5,49 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal *shell* standar :

$$\begin{aligned} \text{Diameter tangki standar} &= 20 \text{ ft} \\ \text{Jari-jari tangki (} r_i \text{)} &= 10 \text{ ft} = 120 \text{ in} \\ \text{Allowable stress (} f \text{)} &= 12750 \text{ Psi} \\ \text{Effisiensi (} E \text{)} &= 0,8 \\ \text{Faktor korosi (} C \text{)} &= 0,125 \text{ in} \\ \text{Tekanan operasi (} P_O \text{)} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Tekanan design (} P_D \text{)} &= 20\% \times \text{Tekanan operasi (} P_O \text{)} \\ &= 1,2 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,2 \text{ atm} \\ &= 17,64 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Tekanan dan ketebalan di setiap ketinggian (ft)

Tekanan hidrostatik pada ketinggian 18 ft :

$$P_{18} = \rho \frac{Ht - H}{144} + P$$

$$= 62,43 \frac{18 - 18}{144} + 17,64$$

$$= 17,64 \text{ Psi}$$

Ketebalan *shell* pada ketinggian 18 ft :

$$t_{Shell\ 18} = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$= \frac{17,64 \text{ Psi} \times 120 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125$$

$$= 0,3327 \text{ in}$$

Berdasarkan hitungan tekanan hidrostatik dan ketebalan *shell* setiap ft, maka diperoleh :

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
18	17,64	0,3327
17	18,07	0,3378
16	18,50	0,3429
15	18,94	0,3480
14	19,37	0,3531
13	19,80	0,3582
12	20,24	0,3634
11	20,67	0,3685
10	21,10	0,3736
9	21,54	0,3787
8	21,97	0,3838
7	22,40	0,3889
6	22,84	0,3940
5	23,27	0,3992
4	23,70	0,4043
3	24,14	0,4094
2	24,57	0,4145
1	25,01	0,4196
0	25,44	0,4247

Menentukan tebal head standar :

Jenis head = Torispherical Dished Head

Diameter tangki standar = 20 ft

Jari-jari tangki (r_i) = 10 ft = 120 in

Allowable stress (f) = 12750 Psi

Effisiensi (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Tekanan operasi (P_o) = 1 atm

Tekanan design (P_D) = 20% × Tekanan operasi (P_o)

= 1,2 × 1 atm

= 1,2 atm

= 17,64 Psi

$$\begin{aligned}t_{Head} &= \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\&= \frac{0,885 \times 17,64 \text{ Psi} \times 120 \text{ in}}{12750 \text{ Psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ Psi}} + 0,125 \\&= 0,3086 \text{ in}\end{aligned}$$

Sehingga dipilih tebal head standar $3/8 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959, hal. 88)

KESIMPULAN TANGKI BAHAN BAKAR BOILER (TU - 7)

Tugas : Menyimpan *Fuel Oil* bahan bakar boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

- Suhu = 30 °C = 303 K

Waktu tinggal = 15 hari = 360 jam

Volume bahan bakar = 121,99 m³

Volume tangki = 146,38 m³

Dimensi Tangki

- Diameter : 20 ft

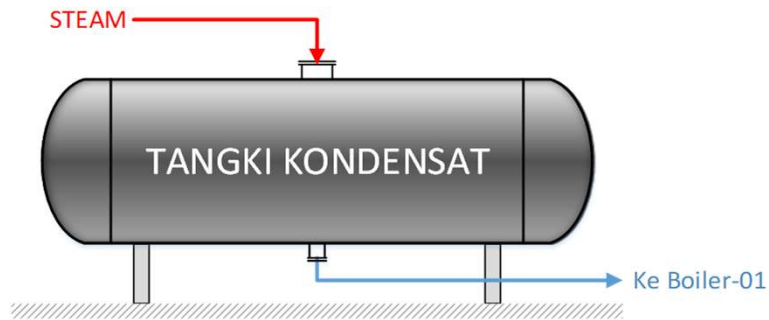
- Tinggi : 18 ft

- Tebal *head* : 0,3125 in

- Tebal *shell* : 0,3940 in

H (ft)	Tekanan (Psi)	T_{Shell} (in)
18	17,64	0,3327
17	18,07	0,3378
16	18,50	0,3429
15	18,94	0,3480
14	19,37	0,3531
13	19,80	0,3582
12	20,24	0,3634
11	20,67	0,3685
10	21,10	0,3736
9	21,54	0,3787
8	21,97	0,3838
7	22,40	0,3889
6	22,84	0,3940
5	23,27	0,3992
4	23,70	0,4043
3	24,14	0,4094
2	24,57	0,4145
1	25,01	0,4196
0	25,44	0,4247

TANGKI KONDENSAT (T - 08)



Tugas : Menyimpan steam yang terkondensasi yang berasal dari unit pemanas

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1,96 atm = 1489,2 mmHg
- Suhu = 100 °C = 373 K

Diketahui :

- Waktu tinggal = 1 jam
- Kecepatan massa steam = 6.179 kg/jam
- Rapat massa = 995,65 kg/m³

1. Menghitung Volume Air

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} V_l &= \text{Laju alir steam} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{6.179 \text{ kg/jam}}{995,65 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\ &= 6,21 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung Volume Tangki

Dirancang *over design* 20% :

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times \text{Volume air} \\ &= 1,2 \times 6,21 \text{ m}^3 \\ &= 7,45 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

3. Dimensi Tangki

Menentukan ukuran tangki :

Rasio panjang dan diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment Selection and Design*, Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian *vessels*)

Dirancang perbandingan L : D = 3 : 1

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{3 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 7,45}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,47 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 1,47 \text{ m} = 57,79 \text{ in} = 4,82 \text{ ft} \\ L &= 4,40 \text{ m} = 173,36 \text{ in} = 14,45 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{ Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{ Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{ Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 28,80 \text{ psi} \\ &= 34,56 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned} t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\ r &= \text{jari-jari reaktor (in)} \\ f &= \text{allowable stress} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} \\ C &= \text{faktor korosi} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}t_{shell} &= \frac{34,56 \text{ psia} \times 28,89 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 34,56 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0667 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1917 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,25 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 57,79 + 2 \times 0,25 \\ &= 58,29 \text{ in} \\ &= 4,86 \text{ ft} \\ &= 1,48 \text{ m}\end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 60 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownell and Young, 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

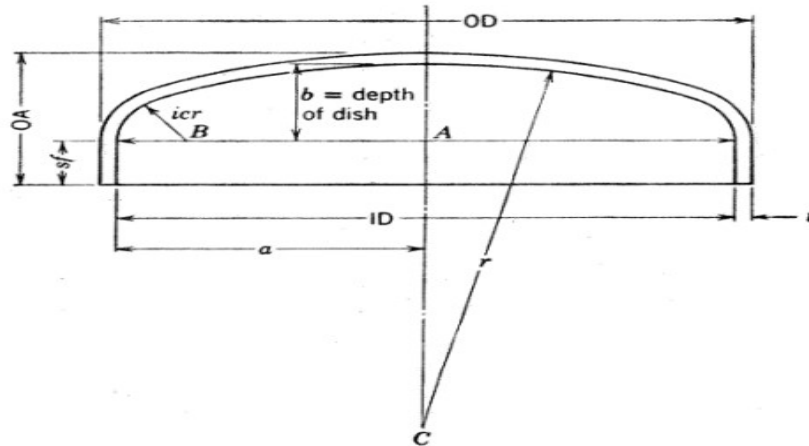
$$\begin{aligned}P_{Design} &= 1,2 \times 28,80 \text{ psi} \\ &= 34,56 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned}t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 34,56 \text{ psia} \times 28,89 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 34,56 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0589 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1839 \text{ in}\end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal *head* standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Panjang Head (L_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

- icr = Inside - Corner Radius
- sf = Straight Flange
- r = Radius of Dish
- OD = Outside Diameter
- b = Depth of Dish (Inside)
- a = Inside Radius
- ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange* (sf) yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
t	sf	icr
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{9}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{1}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{5}{16}$
$\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$
$\frac{9}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{8}$
$\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
$\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4	$2\frac{3}{8}$
1	$1\frac{1}{2}$ -4	3
$1\frac{1}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$3\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{1}{2}$
$1\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$4\frac{3}{4}$
$1\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{1}{4}$
$1\frac{7}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$5\frac{3}{8}$
2	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	6
$2\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$6\frac{3}{4}$
$2\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$7\frac{1}{2}$
$2\frac{3}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	$8\frac{1}{4}$
3	$1\frac{1}{2}$ -4 $\frac{1}{2}$	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40			42		48		54		60		66		72	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60	4	66	4 3/8	72	
1/4	3	40	3 1/8	42	3 1/2	48	4	54	4 1/4	60	5	66	5 1/8	72	
5/16	3 1/2	40	3 5/8	42	4	48	4 1/2	54	5	60	6	66	6 1/4	72	
3/8	4	40	4 1/4	42	4 1/2	48	5	54	5 1/2	60	7	66	7 1/4	72	
7/16	4 1/2	40	4 3/4	42	5	48	5 1/2	54	6	60	8	66	8 1/4	72	
1/2	5	40	5 1/4	42	5 1/2	48	6	54	6 1/2	60	9	66	9 1/4	72	
5/8	5 1/2	40	5 3/4	42	6	48	6 1/2	54	7	60	10	66	10 1/4	72	
3/4	6	40	6 1/4	42	6 1/2	48	7	54	7 1/2	60	11	66	11 1/4	72	
7/8	6 1/2	40	6 3/4	42	7	48	7 1/2	54	8	60	12	66	12 1/4	72	
1	7	40	7 1/4	42	7 1/2	48	8	54	8 1/2	60	13	66	13 1/4	72	
1 1/8	7 1/2	40	7 3/4	42	8	48	8 1/2	54	9	60	14	66	14 1/4	72	
1 1/4	8	40	8 1/4	42	8 1/2	48	9	54	9 1/2	60	15	66	15 1/4	72	
1 3/8	8 1/2	40	8 3/4	42	9	48	9 1/2	54	10	60	16	66	16 1/4	72	
1 1/2	9	40	9 1/4	42	9 1/2	48	10	54	10 1/2	60	17	66	17 1/4	72	
1 5/8	9 1/2	40	9 3/4	42	10	48	10 1/2	54	11	60	18	66	18 1/4	72	
1 3/4	10	40	10 1/4	42	10 1/2	48	11	54	11 1/2	60	19	66	19 1/4	72	
1 7/8	10 1/2	40	10 3/4	42	11	48	11 1/2	54	12	60	20	66	20 1/4	72	
2	11	40	11 1/4	42	11 1/2	48	12	54	12 1/2	60	21	66	21 1/4	72	
2 1/8	11 1/2	40	11 3/4	42	12	48	12 1/2	54	13	60	22	66	22 1/4	72	
2 1/4	12	40	12 1/4	42	12 1/2	48	13	54	13 1/2	60	23	66	23 1/4	72	
2 3/8	12 1/2	40	12 3/4	42	13	48	13 1/2	54	14	60	24	66	24 1/4	72	
2 1/2	13	40	13 1/4	42	13 1/2	48	14	54	14 1/2	60	25	66	25 1/4	72	
2 5/8	13 1/2	40	13 3/4	42	14	48	14 1/2	54	15	60	26	66	26 1/4	72	
2 3/4	14	40	14 1/4	42	14 1/2	48	15	54	15 1/2	60	27	66	27 1/4	72	
3	15	40	15 1/4	42	15 1/2	48	16	54	16 1/2	60	28	66	28 1/4	72	

$$OD = 60,00 \text{ in}$$

$$r = 60,00 \text{ in}$$

$$icr = 3,625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{57,79}{2} = 28,89 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 28,89 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 25,27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 60,00 \text{ in} - 3,625 \text{ in} \\ &= 56,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(56,38)^2 - (25,27)^2} \\ &= 50,39 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 60,00 \text{ in} - 50,39 \text{ in} \\ &= 9,61 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= 0,1875 + 9,61 + 2 \\ &= 11,79 \text{ in} \\ &= 0,98 \text{ ft} \\ &= 0,30 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, diperoleh panjang head (L_{Head}) = 0,30 m

Menentukan Panjang Total

$$Panjang\ Total = Panjang\ Shell + 2 \times Panjang\ Head$$

$$\begin{aligned} Panjang\ total &= 4,40\ m + 2 \times 0,30\ m \\ &= 4,40\ m + 0,60\ m \\ &= 5,00\ m \\ &= 16,41\ ft \\ &= 196,95\ in \end{aligned}$$

KESIMPULAN TANGKI KONDENSAT (T - 08)

Tugas : Menyimpan steam yang terkondensasi yang berasal dari unit pemanas

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1,96 atm = 1489,2 mmHg

- Suhu = 100 °C = 373 K

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Volume tangki = 7,45 m³

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA-167 type 309*

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 1,47 m

- Diameter luar (OD) = 1,48 m

- Panjang *head* = 0,30 m

- Panjang *shell* = 4,40 m

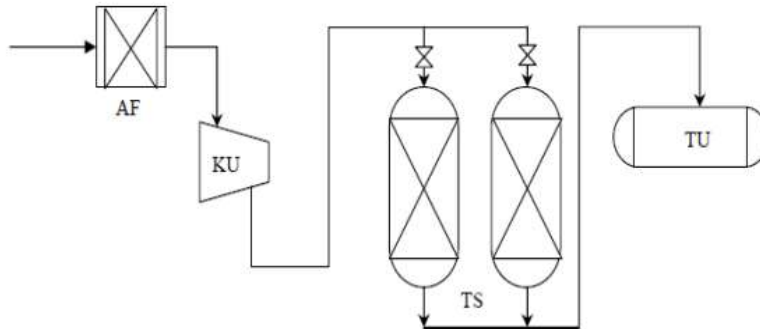
- Panjang total = 5,00 m

- Tebal *head* = 0,1875 in

- Tebal *Shell* = 0,2500 in

UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN

Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk menggerakkan instrumen-instrumen pengendali yang bekerja secara pneumatik. Alat-alat di unit udara tekan meliputi :



Keterangan :

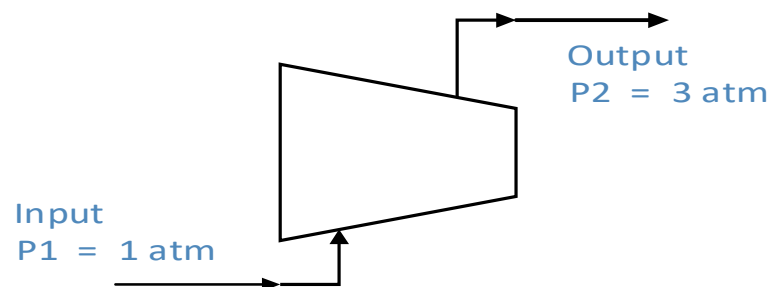
- AF = Air Filters
- KU = Kompresor Udara
- TS = Tangki Silika
- TU = Tangki Udara Tekan

Uraian Proses :

Udara dari lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (*air filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih dilewatkan kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 3 atm. Udara tekan ini dilewatkan pada tangki silika untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara kering dengan tekanan 3 atm disimpan dalam tangki udara tekan.

1. Kompresor Udara (KU - 01)

Kompresor berfungsi untuk menaikkan tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm. Jenis alat yang dipilih yaitu kompresor sentrifugal dengan kecepatan putar 1750 rpm.



Diketahui :

$$\begin{aligned}\text{Suhu masuk (T1)} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K} \\ \text{Tekanan masuk (P1)} &= 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar} \\ \text{Tekanan keluar (P2)} &= 3 \text{ atm} = 3,0398 \text{ bar} \\ \text{Densitas udara (30}^\circ\text{C)} &= 1,17 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Jumlah stage} &= 1\end{aligned}$$

Rasio perbandingan antara kompresi dan stage 2,1 sampai 7 (Ludwig, E. E., 2001, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3th edition, volume 3)

$$\begin{aligned}\text{Ratio kompresi (Rc)} &= 4 \\ \gamma &= C_p / C_v = 1,4 \\ \text{BM udara} &= 28,85 \text{ kg/kmol}\end{aligned}$$

Menghitung Suhu Keluar Kompresor (T2) :

$$\begin{aligned}\text{Suhu keluar (T2)} &= T_1 \times \left(R_c \left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right) \right) \\ &= 30 \times \left(4 \left(\frac{1,4-1}{1,4} \right) \right) \\ &= 44,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,58 \text{ K}\end{aligned}$$

Kapasitas Kompresor :

Setiap instrumen diprediksi membutuhkan udara tekan sebesar 2 m³/jam. Sehingga diperoleh kebutuhan total udara tekan atau kapasitas kompresor sebagai berikut :

$$\begin{aligned}&= \text{Jumlah instrumen pengendalian} \times \text{kebutuhan udara tiap instrumen} \\ &= 25 \times 2 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 50 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Selain itu digunakan untuk kebutuhan instrumen udara tekan digunakan sebagai pembersih alat-alat proses saat pabrik shut down, kebutuhan udara tekan untuk membersihkan alat = kebutuhan udara tekan untuk instrumen pengendalian.

$$= 50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kapasitas Perancangan Kompresor (Wk) :

$$\begin{aligned}W_k &= 1,2 \times \text{kapasitas kebutuhan udara tekan} \\ &= 1,2 \times 50 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 60 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Menghitung Power Kompresor (Wc) :

Power kompresor dapat dihitung menggunakan rumus

$$W_c = \frac{n \times R \times T_1 \times \gamma \left(\frac{P_2^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma}\right)}}{P_1} - 1 \right)}{\gamma - 1}$$

keterangan :

- n = Kecepatan mol (kmol)
- R = 0,08205 m³.atm/kmol.K
- T1 = Suhu masuk kompresor (K)
- P1 = Tekanan masuk kompresor (bar)
- P2 = Tekanan keluar kompresor (bar)
- γ = Weight density = 1,4

Kecepatan mol (n) :

$$P \times V = n \times R \times T$$

$$\begin{aligned} n &= \frac{P \times V}{R \times T} \\ &= \frac{1 \text{ atm} \times 50 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,0821 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 303 \text{ K}} \\ &= 2,0112 \text{ kmol}/\text{jam} \end{aligned}$$

Laju Alir Kompresor :

$$\begin{aligned} &= V \times \rho_{\text{udara}} \\ &= 50,00 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,17 \text{ kg}/\text{m}^3 \\ &= 58,50 \text{ kg}/\text{jam} \end{aligned}$$

sehingg,

$$\begin{aligned} W_c &= \frac{n \times R \times T_1 \times \gamma \left(\frac{P_2^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma}\right)}}{P_1} - 1 \right)}{\gamma - 1} \\ &= \frac{2,01 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \times 303 \text{ K} \times 1,4115 \left(\frac{3 \text{ atm}^{\left(\frac{1,4115-1}{1,4115}\right)}}{1 \text{ atm}} - 1 \right)}{1,4115 - 1} \\ &= 6.539 \text{ kJ}/\text{jam} \times \frac{1 \text{ kWatt}}{3600 \text{ kJ}/\text{jam}} \\ &= 1,82 \text{ kWatt} \\ &= 2,44 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi kompresor berkisar antara 70-80%

$$\begin{aligned} \text{Dirancang} &= 80\% \\ \text{Power motor} &= \frac{\text{Daya motor}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{2,44 \text{ HP}}{80\%} \\ &= 3,04 \text{ HP} \end{aligned}$$

Motor Standar :

Diperoleh dari Ludwig, E. E., 2001, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co. Houston, Texas, 3th edition, halaman 628.

Dipilih daya motor standar sebesar : 3 Hp

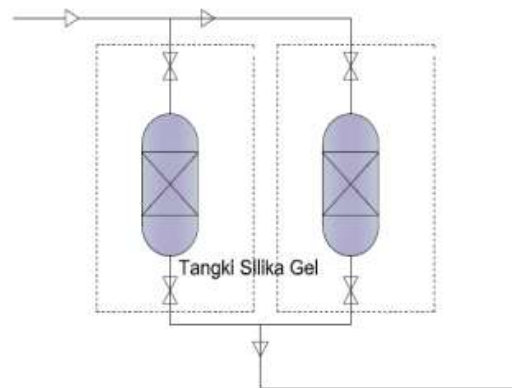
*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1 \frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7 \frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

2. Tangki Silika

Tangki silika berfungsi untuk menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan. Jenis alat yang dipilih yaitu tangki silinder vertikal diisi bahan isian silika.



Diketahui :

$$\text{Suhu udara masuk} = 44,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,58 \text{ K}$$

$$\text{Kelembaban relatif udara masuk} = 0,02 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg udara}$$

$$\text{Dirancang kelembaban relatif udara keluar} = 0,018 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg udara}$$

(Humidity chart, Treyball, R. E., 1984, hal 232)

Kebutuhan Silika :

Dirancang tangki silika dapat bekerja selama 7 hari sebelum regenerasi.

Kemampuan penyerapan silika yaitu berkisar 0,35 - 0,5 kg H₂O / kg silika

(Tabel 16-5, Perry's, 8th edition, 2008)

$$\text{Massa H}_2\text{O} = \text{Kecepatan udara masuk} \times (\text{Humidity in} - \text{out}) \times \text{waktu}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= 58,50 \text{ kg/jam} \times (0,02 - 0,018) \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &\quad \times \frac{7 \text{ hari}}{1 \text{ minggu}} \\ &= 19,66 \text{ kg/minggu} \end{aligned}$$

$$\text{Dirancang kemampuan silika menyerap air sebanyak} = 0,5 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg silika}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{kemampuan silika}} \\ &= \frac{19,66 \text{ kg / minggu}}{0,50 \text{ kg / kg}} \\ &= 39,31 \text{ kg silika / minggu} \end{aligned}$$

$$\text{Rapat massa silika} = 2,26 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silika} &= \frac{\text{massa silika}}{\rho \text{ silika}} \\ &= \frac{39,31 \text{ kg}}{2,26 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17,39 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki :

Dirancang over design 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times \text{Volume} \\ &= 1,2 \times 17,39 \text{ m}^3 \\ &= 20,87 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi Tangki :

$$\begin{aligned} \text{Dirancang perbandingan diameter dan tinggi} &= D : H \\ &= 1 : 2 \end{aligned}$$

$$D = \left(\frac{4 \times V_t}{2 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{4 \times 20,87}{2 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 2,07 \text{ m}$$

sehingga diperoleh :

$$D = 2,07 \text{ m} = 81,48 \text{ in} = 6,79 \text{ ft}$$

$$H = 4,14 \text{ m} = 162,95 \text{ in} = 13,58 \text{ ft}$$

Regenerasi Silika Gel :

$$\text{Jumlah air yang terjepap} = 19,66 \text{ kg/minggu}$$

$$\text{Jumlah silika gel} = 39,31 \text{ kg/minggu}$$

$$\text{Panas penguapan H}_2\text{O} = 40,68 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah H}_2\text{O yang diuapkan} &= \frac{\text{Jumlah air yang terjepap}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= \frac{19,66 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,09 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan panas sebesar} &= \text{Panas penguapan H}_2\text{O jumlah} \times \text{H}_2\text{O yang diuapkan} \\ &= 40,68 \text{ kJ/kmol} \times 1,09 \text{ kmol} \\ &= 44,42 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Dialirkan udara panas sebanyak} = 17,50 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (figure 92, Mantell, 1961)}$$

$$\text{Suhu udara} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Cp udara} = 0,25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \text{ (figure 3, Kern, D. Q., 1965)}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{BM udara} = 28,85 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho \text{ udara (100}^\circ\text{C)} = 0,9426 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara masuk} &= \rho \text{ udara} \times \text{jumlah udara panas} \\ &= 0,9426 \text{ kg/m}^3 \times 17,50 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 16,50 \text{ kg/jam} \\ &= 36,37 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

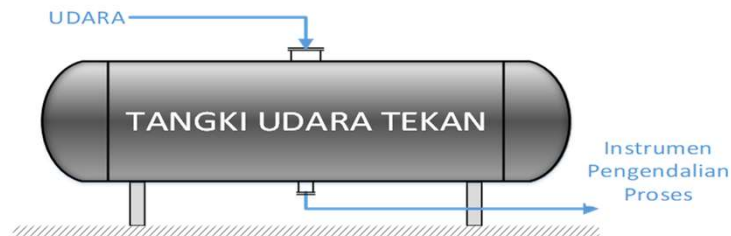
$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibawa udara} &= 36,37 \text{ lb/jam} \times 0,25 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 212 \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 1,927 \text{ BTU/jam} \\ &= 2,034 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pengeringan} &= \frac{44,42 \text{ kJ}}{2.033,54 \text{ kJ/jam}} \\ &= 0,0218 \text{ jam} \end{aligned}$$

3. Tangki Udara Tekan

Tangki udara tekan berfungsi menampung udara tekan selama 1 jam

Jenis alat yang digunakan yaitu tangki silinder horizontal



Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan udara masuk} &= 2,01 \text{ kmol/jam} \\ \text{Suhu keluar} &= 44,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,58 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 3,00 \text{ atm} \end{aligned}$$

Volume udara yang menempati tangki :

$$\begin{aligned} V &= \frac{P}{n \times R \times T} \\ &= \frac{3,00 \text{ atm}}{2,01 \text{ kmol/jam} \times 0,08 \times 317,58 \text{ K}} \\ &= 0,06 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume udara dalam tangki :

$$\begin{aligned} &= 0,06 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 1,37 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dimensi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Dirancang perbandingan diameter dan tinggi} &= D : H \\ &= 1 : 2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 1,37}{2 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,96 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} D &= 0,96 \text{ m} = 37,66 \text{ in} = 3,14 \text{ ft} \\ H &= 1,91 \text{ m} = 75,31 \text{ in} = 6,28 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengitung Tebal Dinding (t_{shell})

Bahan konstruksi yang digunakan yaitu *Stainless Steel SA-167 type 309* (Brownel & Young, hal 342)

$$\begin{aligned} f &: \text{ Allowable stress} &= 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)} \\ E &: \text{ Efisiensi sambungan} &= 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)} \\ c &: \text{ Faktor korosi} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 44,10 \text{ psi} \\ &= 52,92 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell & Young, Hal : 254

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

dimana,

$$\begin{aligned} t &= \text{tebal dinding reaktor (in)} \\ P &= \text{tekanan perancangan (psia)} \\ r &= \text{jari-jari reaktor (in)} \\ f &= \text{allowable stress} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} \\ C &= \text{faktor korosi} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{52,92 \text{ psia} \times 18,83 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 52,92 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0666 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1916 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar dari Brownell and Young halaman 88 $t = 0,25 \text{ in}$.

Maka panjang diameter luar (OD) yaitu :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{shell} \\ &= 37,66 + 2 \times 0,25 \\ &= 38,16 \text{ in} \\ &= 3,18 \text{ ft} \\ &= 0,97 \text{ m} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh diameter luar (OD) standar yaitu 38 in. (Brownell & Young, hal : 89)

Mengitung Tebal Head (t_{head})

Bahan Konstruksi yang digunakan Stainless Steel SA-167 type 309 (Brownell and Young, 342)

$$f : \text{Allowable stress} = 18750 \text{ Psi (appendix D, Brownell \& Young)}$$

$$E : \text{Efisiensi sambungan} = 0,8 \text{ (tabel 13.2, hal 254, Brownel n Young)}$$

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

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

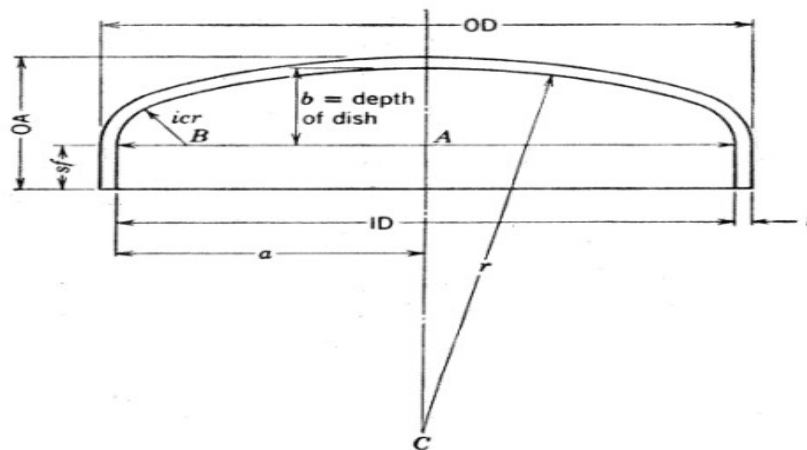
$$\begin{aligned} P_{Design} &= 1,2 \times 44,10 \text{ psi} \\ &= 52,92 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12, Brownell & Young, Hal : 258

$$\begin{aligned} t_{head} &= \frac{0,885 \times P \times r}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\ &= \frac{0,885 \times 52,92 \text{ psia} \times 18,83 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 52,92 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,0588 \text{ in} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,1838 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dipilih tebal $head$ standar dengan $t = 0,1875 \text{ in}$. (Brownell and Young, Hal.88)

Menentukan Panjang Head (L_{head})



Gambar. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Keterangan :

icr = Inside - Corner Radius

sf = Straight Flange

r = Radius of Dish

OD = Outside Diameter

b = Depth of Dish (Inside)

a = Inside Radius

ID = Inside Diameter

Dari Tabel 5.6, Hal 88, Brownell and Young, didapatkan *Straight Flange (sf)* yaitu sebesar :

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/8-2	3/16
1/4	1 1/8-2 1/2	3/4
5/16	1 1/8-3	1 1/4
3/8	1 1/8-3	1 3/8
7/16	1 1/8-3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/8-3 1/2	1 3/4
9/16	1 1/8-3 1/2	1 7/8
5/8	1 1/8-3 1/2	2 1/4
1	1 1/8-4	2 3/8
1 1/8	1 1/8-4	3
1 1/4	1 1/8-4 1/2	3 3/8
1 3/8	1 1/8-4 1/2	3 3/4
1 1/2	1 1/8-4 1/2	4 1/8
1 5/8	1 1/8-4 1/2	4 3/8
1 3/4	1 1/8-4 1/2	4 3/4
1 7/8	1 1/8-4 1/2	5 1/4
2	1 1/8-4 1/2	5 3/8
2 1/4	1 1/8-4 1/2	6
2 1/2	1 1/8-4 1/2	6 3/4
2 3/4	1 1/8-4 1/2	7 1/8
2 5/8	1 1/8-4 1/2	8 1/4
3	1 1/8-4 1/2	9

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

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 2 \text{ in}$$

$$\text{maka } sf \text{ dipilih sebesar } = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft} = 0,0508 \text{ m}$$

Dari tabel 5.7, Hal. 90, Brownell and Young, diperoleh :

OD	26		28		30		32		34		36		38	
<i>t</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>	<i>icr</i>	<i>r</i>
3/16	1 3/8	24	1 3/4	26	1 7/8	30	2	30	2 1/8	34	2 1/4	36	2 3/8	36
1/4	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑	↑
5/16	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
3/8	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓
1/2	1 3/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	↓	↓	↓	34	↓	↓	↓	↓
5/8	1 3/8	↓	1 3/4	↓	1 7/8	↓	↓	↓	2 1/8	30	↓	↓	↓	↓
3/4	2 1/4	←	2 1/4	←	2 1/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←
7/8	2 3/8	←	2 3/8	←	2 3/8	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1	3	←	3	←	3	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 1/8	3 3/8	←	3 3/8	←	3 3/8	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 1/4	3 3/4	←	3 3/4	←	3 3/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 3/8	4 1/8	←	4 1/8	←	4 1/8	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 1/2	4 1/2	←	4 1/2	←	4 1/2	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 5/8	4 3/8	←	4 3/8	←	4 3/8	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 3/4	5 1/4	←	5 1/4	←	5 1/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←
1 7/8	5 3/8	←	5 3/8	←	5 3/8	←	←	←	←	←	←	←	←	←
2	6	←	6	←	6	←	←	←	←	←	←	←	←	←
2 1/4	6 3/4	←	6 3/4	←	6 3/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←
2 1/2	7 1/2	←	7 1/2	←	7 1/2	←	←	←	←	←	←	←	←	←
2 3/4	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←
3	8 1/4	←	8 1/4	←	8 1/4	←	←	←	←	←	←	←	←	←

$$OD = 38,00 \text{ in}$$

$$r = 36,00 \text{ in}$$

$$icr = 2,375 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{37,66}{2} = 18,83 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 18,83 \text{ in} - 2,375 \text{ in}$$

$$= 16,45 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
BC &= r - icr \\
&= 36,00 \text{ in} - 2,375 \text{ in} \\
&= 33,63 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
&= \sqrt{(33,63)^2 - (16,45)^2} \\
&= 29,32 \text{ in} \\
b &= r - AC \\
&= 36,00 \text{ in} - 29,32 \text{ in} \\
&= 6,68 \text{ in} \\
OA &= t_{head} + b + sf \\
&= 0,1875 + 6,68 + 2 \\
&= 8,86 \text{ in} \\
&= 0,74 \text{ ft} \\
&= 0,23 \text{ m}
\end{aligned}$$

Maka, diperoleh panjang *head* (L_{Head}) = 0,23 m

Menentukan Panjang Total

$$Panjang\ Total = Panjang\ Shell + 2 \times Panjang\ Head$$

$$\begin{aligned}
Panjang\ total &= 1,91 \text{ m} + 2 \times 0,23 \text{ m} \\
&= 1,91 \text{ m} + 0,45 \text{ m} \\
&= 2,36 \text{ m} \\
&= 7,75 \text{ ft} \\
&= 93,04 \text{ in}
\end{aligned}$$

KESIMPULAN KOMPRESOR (KU - 01)

Tugas : Menaikan tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 3 atm

Jenis : Kompresor Sentrifugal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 3,00 atm = 2280 mmHg

- Suhu = 44,58 °C = 317,58 K

Jumlah = 1 unit

Jumlah stage = 1

Kapasitas kompresor = 58,50 kg/jam

Kecepatan putaran = 1750 rpm

Daya penggerak = 3 HP

Bahan konstruksi = *Commercial steel*

KESIMPULAN TANGKI SILIKA (TU - 09)

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara

Jenis : Tangki Silinder Vertikal

Kondisi Operasi :

- Tekanan = 3,00 atm = 2280 mmHg

- Suhu = 44,58 °C = 317,58 K

Jumlah = 2 unit

Diameter = 2,07 m

Tinggi = 4,14 m

Volume bahan = 17,39 m³

Volume tangki = 20,87 m³

Waktu pengeringan = 0,02 jam

KESIMPULAN TANGKI UDARA TEKAN (TU - 10)

Tugas : Menyimpan dan menampung udara tekan

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Kondisi Operasi :

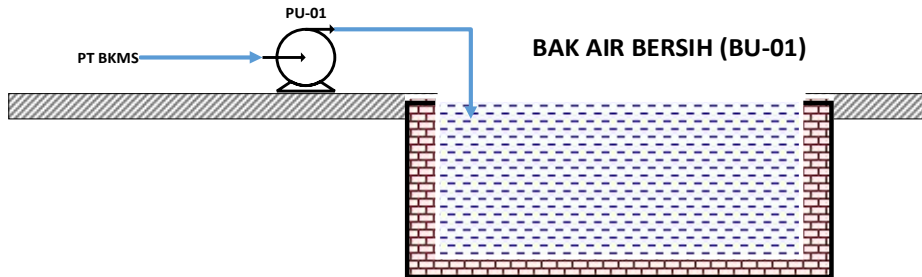
- Tekanan = 3,00 atm = 2280 mmHg
- Suhu = 44,58 °C = 317,58 K
- Waktu tinggal = 1,00 jam

Jumlah = 1 unit

Dimensi Tangki

- Diameter dalam (ID) = 0,96 m
- Diameter luar (OD) = 0,97 m
- Panjang *head* = 0,23 m
- Panjang *shell* = 1,91 m
- Panjang total = 2,36 m
- Tebal *head* = 0,1875 in
- Tebal *Shell* = 0,2500 in

POMPA UTILITAS (PU - 01)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari bak penampung air bersih PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera menuju Bak Air Bersih (BU-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	754,39	13.579,02	1,0000	1,0000	1.023,01
Total	754,39	13.579,02	1,00	1,00	1.023,01

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = -1,50 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	13.579,02	1,00	1.023,01	1.023,01
Total	13.579,02	1,00	1.023,01	1.023,01

$$\rho \text{ campuran} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,86 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{13.579,02 \text{ kg/jam}}{1.023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 13,27 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0037 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{Opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

$$\begin{aligned} D_{Opt} &= 363 \times 0,0037^{0,45} \times 1.023,01^{0,13} \\ &= 71,812 \text{ mm} \\ &= 0,07 \text{ m} \\ &= 2,83 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 7,38 \text{ in}^2 = 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Iron	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{7,79\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0006 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0037 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0048 \text{ m}^2} \\
 &= 0,7744 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,82	3,47	4,24
Total	0,82	3,47	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{3,47}{4,24} \\ &= 0,82 \text{ cP} \\ &= 0,00082 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

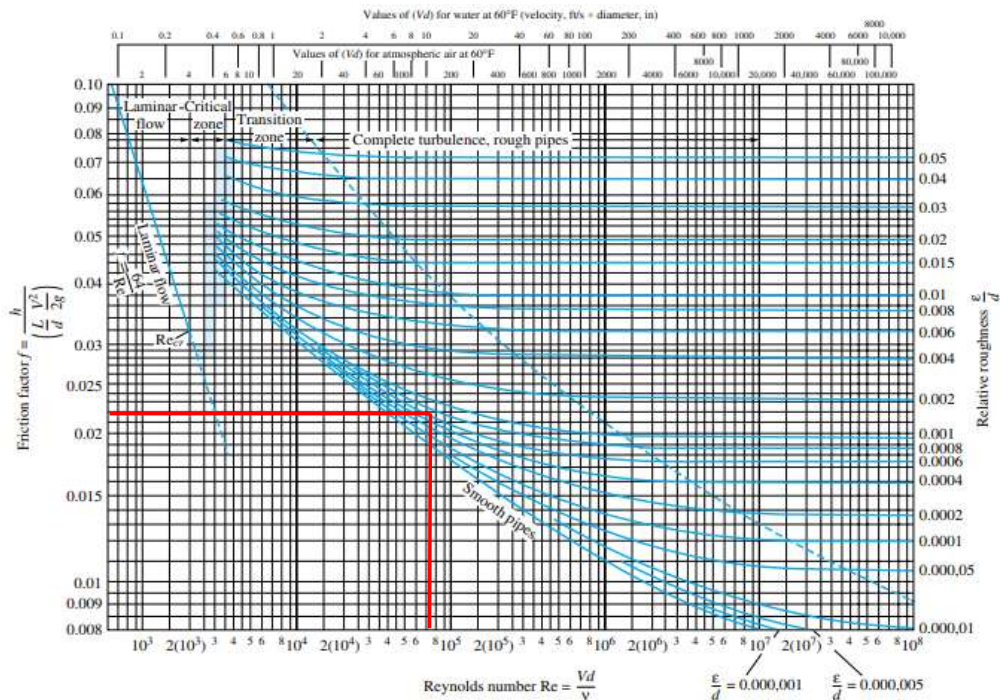
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.023,01 \text{ kg/m}^3 \times 0,0779 \text{ m} \times 0,7744 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 75.498,63 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,000587 m

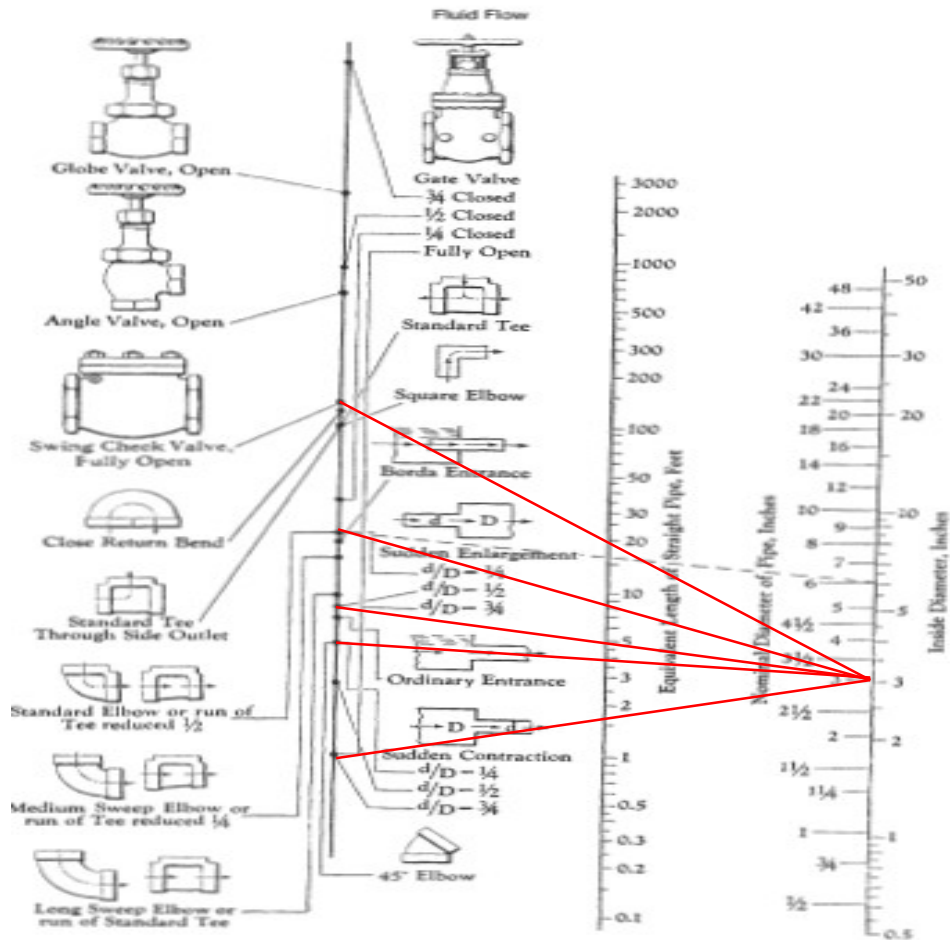
Bilangan Reynold (Re) = 75.498,63



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,022$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	5	2	10	3,05
Sudden Construction	1,6	4	6,4	1,95
Standart Elbow	9	4	36	10,97
Gate valve	3,5	1	3,5	1,07
Swing Check valve	20	1	20	6,10
Total			75,9	23,13

$$\begin{aligned} \Sigma L_e + L &= 23,13 \text{ m} + \text{##### m} \\ &= 1023,1 \text{ m} = 3.357 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1.023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{10.025,53} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2}{2 \times g} - \frac{V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,60^2}{2 \times 9,8} - \frac{0,00^2}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0306 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= -1,50 - 1 \\ &= -2,50 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,022 \times (1000 + 23,13) \times 0,60^2}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 8,84 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0306 + -2,50 + 8,84 \\ &= 6,37 \text{ m} \\ &= 20,89 \text{ ft} \end{aligned}$$

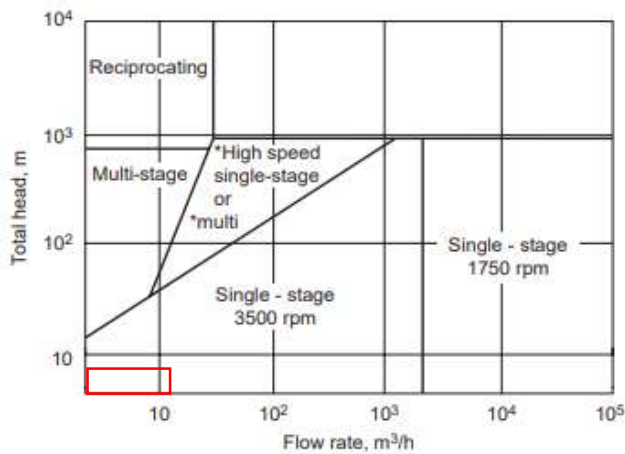
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 13,27 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 6,37 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 58,442 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 20,89 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 2.737,98$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field

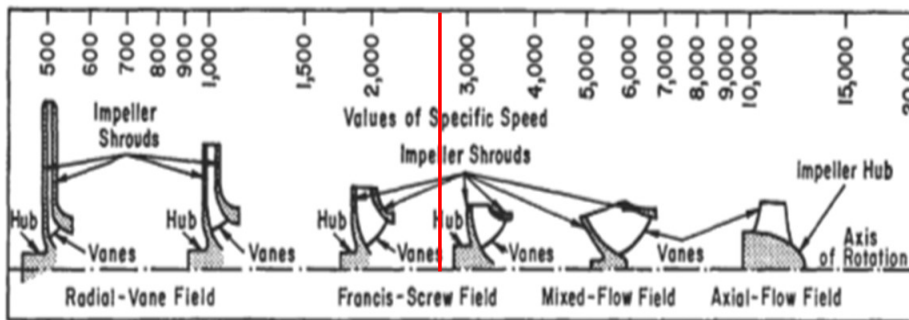


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 13,27 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 72,0\%$$

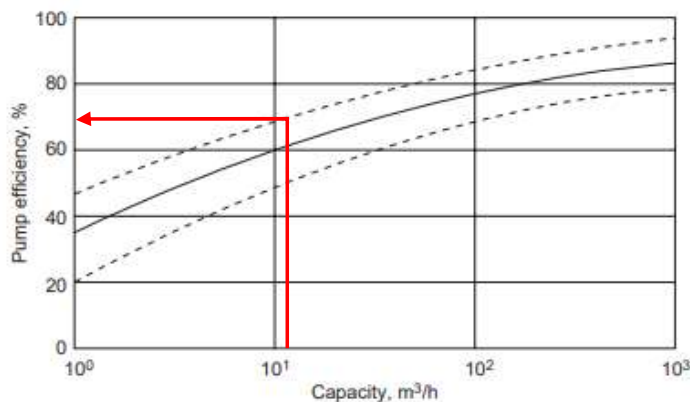


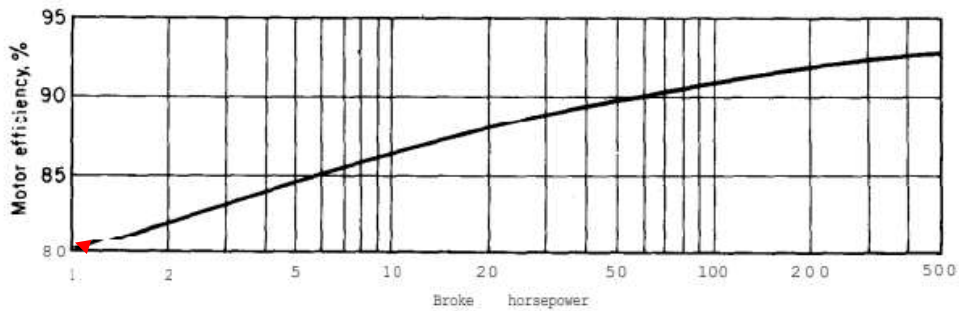
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,1302 \times 20,89 \times 63,866}{72,0\%} \\ &= 241,31 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,43 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 0,43 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,43 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,54 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, 7 $\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = ##### m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	5	0	0	0,00
Sudden Construction	1,6	1	1,6	0,49
Standart Elbow	9	0	0	0,00
Gate valve	3,5	0	0	0,00
Swing Check valve	20	0	0	0,00
Total			1,6	0,49

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,49 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,022 \times (1000 + 0,49) \times 0,60}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 8,64 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	754,39	1,0000	3,16E+01	4,16E-02	4,16E-02
Total	754,39	1,00	31,59	0,04	0,04

Diperoleh P_{Uap} sebesar = 0,0416 atm

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,0416}{10.025,53} + 1,00 + 8,64 \\ &= 9,64 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,22 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,22^{2/3} \\ &= 0,86 \text{ ft} \\ &= 0,26 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 01)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari bak penampung air bersih PT Berkah Kawasan Manyar Sejahtera menuju Bak Air Bersih (BU-01)

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 13,27 m³/jam
- *Head* pompa = 6,37 m
- Panjang pipa = 1.023 m
- Efisiensi pompa = 72,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 0,5 Hp
- Efisiensi motor = 80,0%
- Tipe impeller = Francis - Screw Field

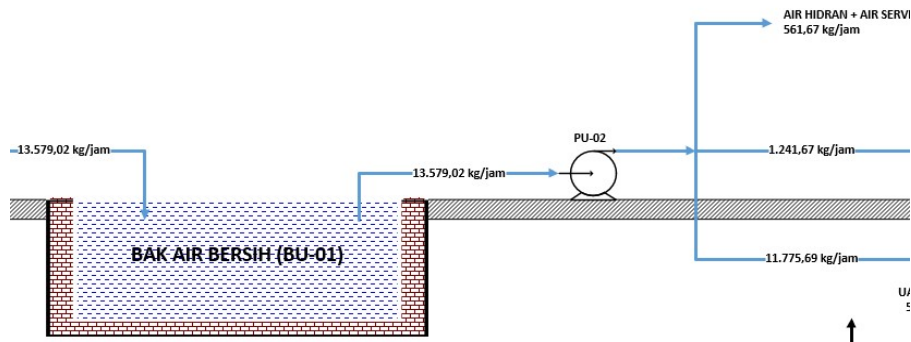
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 3 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside diameter* (ID) = 3,068 in
- *Flow area per pipe* (a") = 7,38 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 9,64 m
- NPSH dibutuhkan = 0,26 m

POMPA UTILITAS (PU - 02)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari Bak Air Bersih (BU-01) menuju bak air sanitasi, air servis, cooling tower, dan kation exchanger.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	754,39	13.579,02	1,0000	1,0000	1.023,01
Total	754,39	13.579,02	1,00	1,00	1.023,01

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = -0,5 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1,1 \text{ atm} = 1,11 \text{ bar} = 1,14 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 7,43 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	13.579,02	1,00	1.023,01	1.023,01
Total	13.579,02	1,00	1.023,01	1.023,01

$$\rho \text{ campuran} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,86 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{13.579,02 \text{ kg/jam}}{1.023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 13,27 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0037 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{Opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

$$\begin{aligned} D_{Opt} &= 363 \times 0,0037^{0,45} \times 1.023,01^{0,13} \\ &= 71,812 \text{ mm} \\ &= 0,07 \text{ m} \\ &= 2,83 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 3 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 3,068 \text{ in} = 0,0779 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 7,38 \text{ in}^2 = 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Iron	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{7,79\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0006 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0037 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0048 \text{ m}^2} \\
 &= 0,7744 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,82	3,47	4,24
Total	0,82	3,47	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{3,47}{4,24} \\ &= 0,82 \text{ cP} \\ &= 0,00082 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

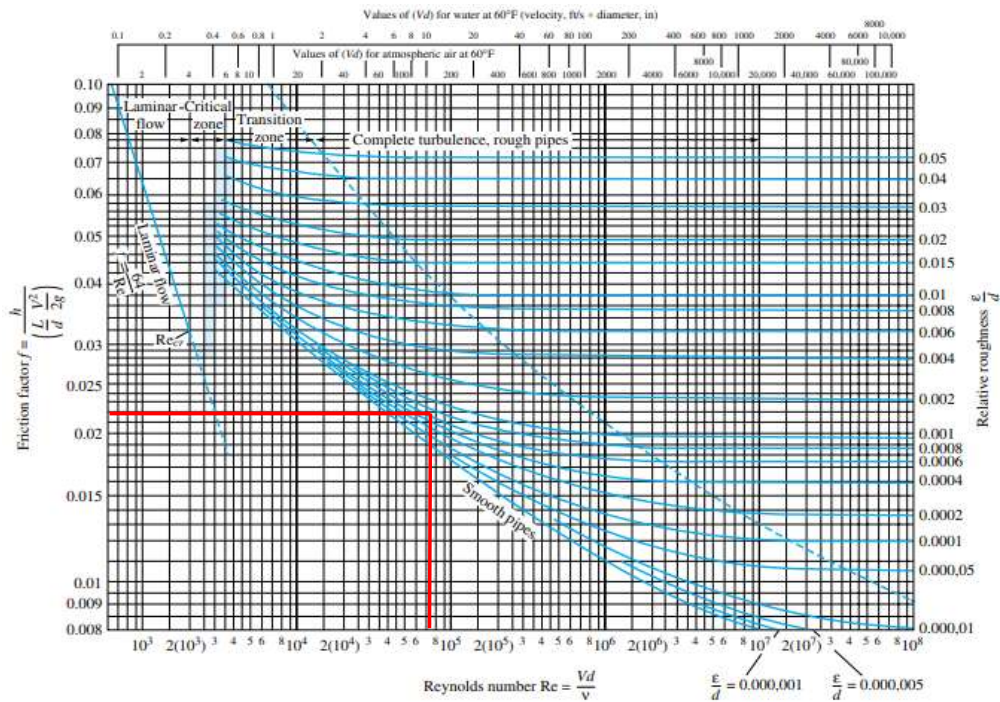
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.023,01 \text{ kg/m}^3 \times 0,0779 \text{ m} \times 0,7744 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 75.498,63 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,000587 m

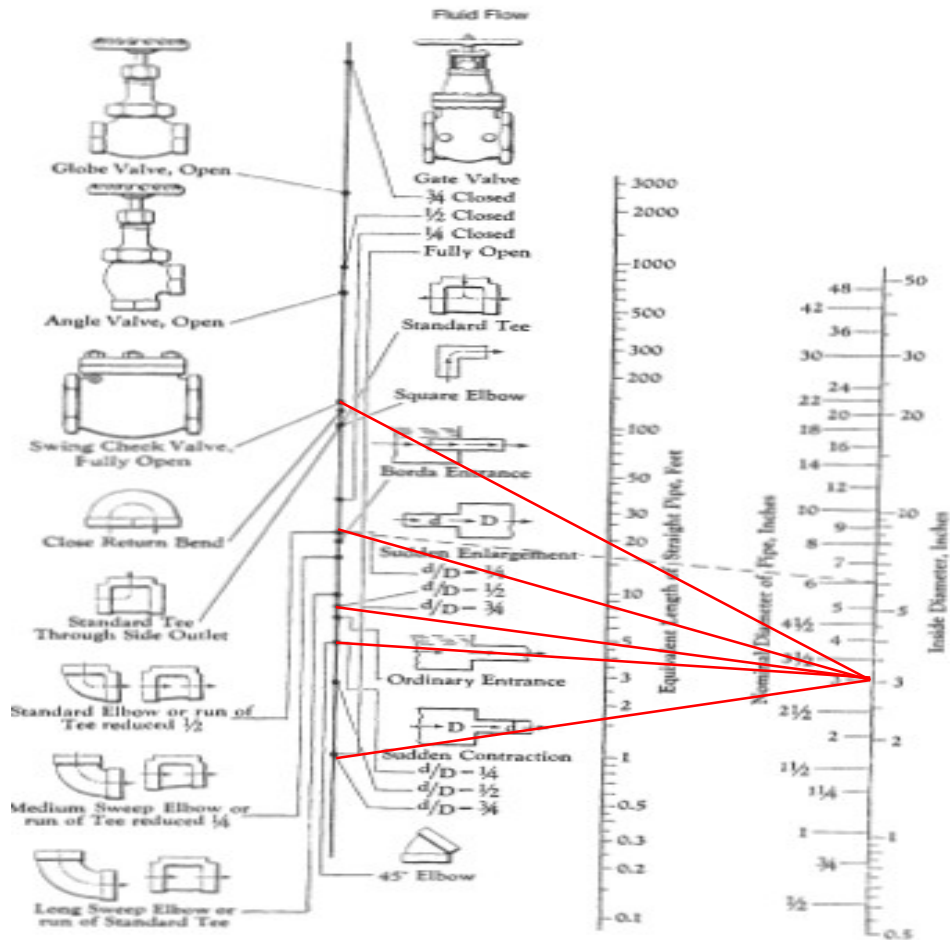
Bilangan Reynold (Re) = 75.498,63



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,022$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	5	2	10	3,05
Sudden Construction	1,6	4	6,4	1,95
Standart Elbow	9	4	36	10,97
Gate valve	3,5	1	3,5	1,07
Swing Check valve	20	1	20	6,10
Total			75,9	23,13

$$\begin{aligned} \Sigma L_e + L &= 23,13 \text{ m} + 71,04 \text{ m} \\ &= 94,2 \text{ m} = 309 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1.023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{111458 - 101325}{10.025,53} \\ &= 10,107 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,60 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0306 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 7,43 - -0,5 \\ &= 7,93 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,022 \times (71 + 23,13) \times 0,60}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 0,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 10,107 + 0,0306 + 7,93 + 0,81 \\ &= 18,88 \text{ m} \\ &= 61,94 \text{ ft} \end{aligned}$$

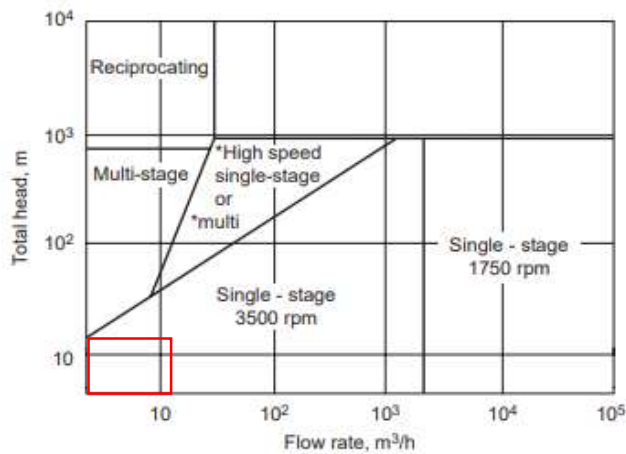
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 13,27 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 18,88 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 58,442 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 61,94 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 1.211,84$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Radial - Vane Field

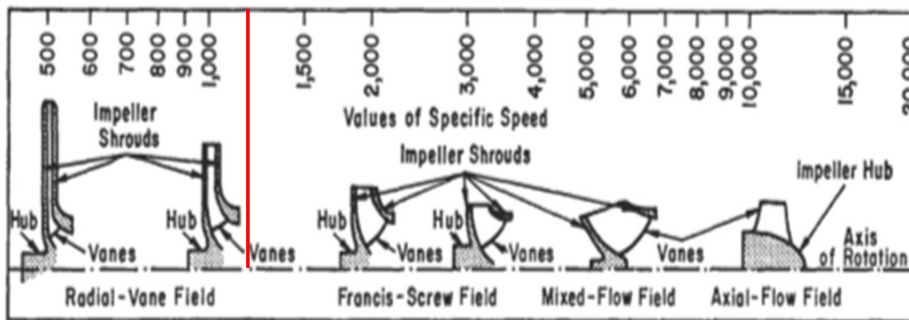


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 13,27 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 72,0\%$$

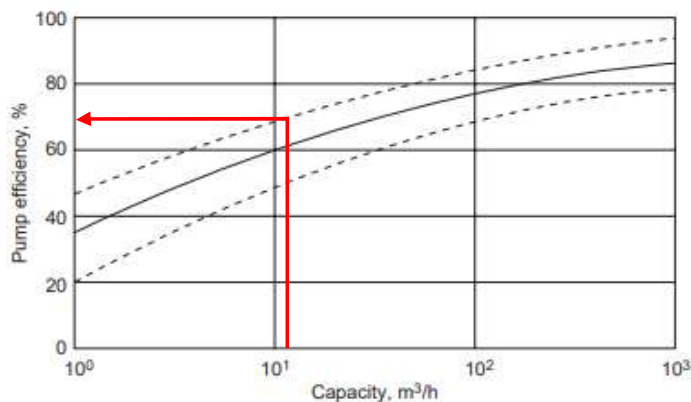


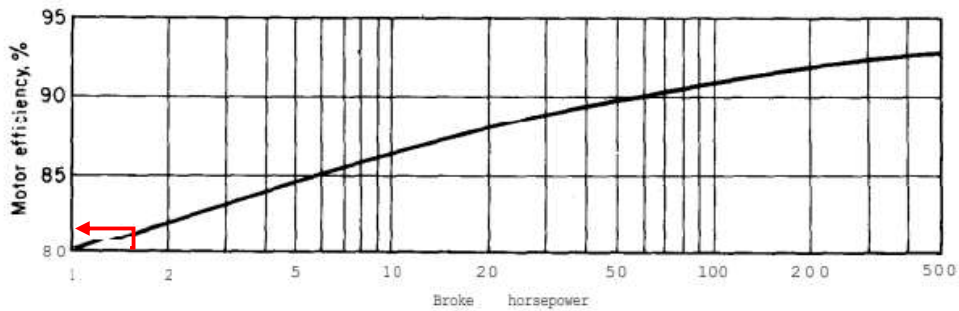
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,1302 \times 61,94 \times 63,866}{72,0\%} \\ &= 715,42 \text{ lb.ft/s} \\ &= 1,29 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 1,29 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 82%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{1,29 \text{ Hp}}{82\%} \\ &= 1,43 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 1,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = 71,04 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	5	0	0	0,00
Sudden Construction	1,6	1	1,6	0,49
Standart Elbow	9	0	0	0,00
Gate valve	3,5	0	0	0,00
Swing Check valve	20	0	0	0,00
Total			1,6	0,49

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,49 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,022 \times (71,04 + 0,49) \times 0,60}{2 \times 9,8 \times 0,0779} \\ &= 0,62 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	754,39	1,0000	3,16E+01	4,16E-02	4,16E-02
Total	754,39	1,00	31,59	0,04	0,04

Diperoleh P_{Uap} sebesar = 0,0416 atm

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,0416}{10.025,53} + -0,50 + 0,62 \\ &= 0,62 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,22 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,22^{2/3} \\ &= 0,86 \text{ ft} \\ &= 0,26 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 02)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 13.579,02 kg/jam dari Bak Air Bersih (BU-01) menuju bak air sanitasi, air servis, air pendingin, dan kation exchanger.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1,1 atm = 836 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 13,27 m³/jam
- *Head* pompa = 18,88 m
- Panjang pipa = 94 m
- Efisiensi pompa = 72,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 1,5 Hp
- Efisiensi motor = 82,0%
- Tipe impeller = Radial - Vane Field

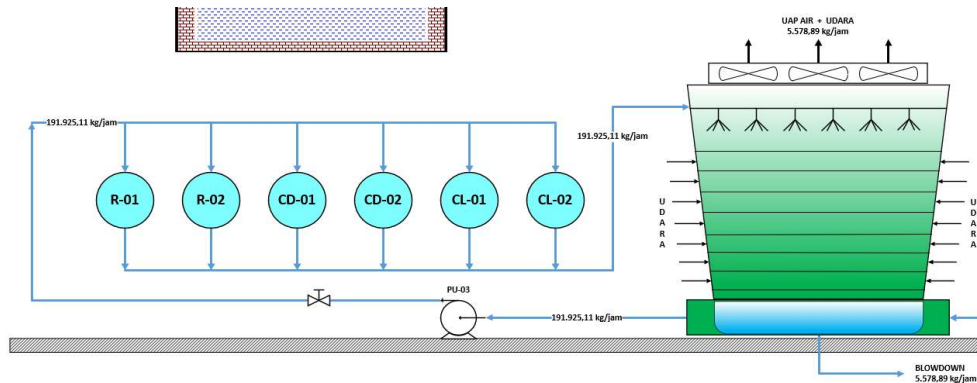
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 3 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 3,5 in
- *Inside diameter* (ID) = 3,068 in
- *Flow area per pipe* (a") = 7,38 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 0,62 m
- NPSH dibutuhkan = 0,26 m

POMPA UTILITAS (PU - 03)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 191.925,11 kg/jam dari cooling tower menuju reaktor, cooler, dan condensor serta dilanjutkan kembali menuju cooling tower untuk sirkulasi

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	10.662,51	191.925,11	1,0000	1,0000	1.023,01
Total	10.662,51	191.925,11	1,00	1,00	1.023,01

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 6,30 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	191.925,11	1,00	1.023,01	1.023,01
Total	191.925,11	1,00	1.023,01	1.023,01

$$\rho \text{ campuran} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,86 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{191.925,11 \text{ kg/jam}}{1.023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 187,61 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0521 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{Opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

G = Massa (kg/s)

ρ = Densitas (kg/m³)

$$\begin{aligned} D_{Opt} &= 363 \times 0,0521^{0,45} \times 1.023,01^{0,13} \\ &= 236,493 \text{ mm} \\ &= 0,24 \text{ m} \\ &= 9,31 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 10 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 10,75 \text{ in} = 0,2731 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 10,02 \text{ in} = 0,2545 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 78,8 \text{ in}^2 = 0,0508 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{2,55\text{E-}01 \text{ m}} \\
 &= 0,0002 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0521 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0508 \text{ m}^2} \\
 &= 1,0251 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,82	3,47	4,24
Total	0,82	3,47	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{3,47}{4,24} \\ &= 0,82 \quad \text{cP} \\ &= 0,00082 \quad \text{kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

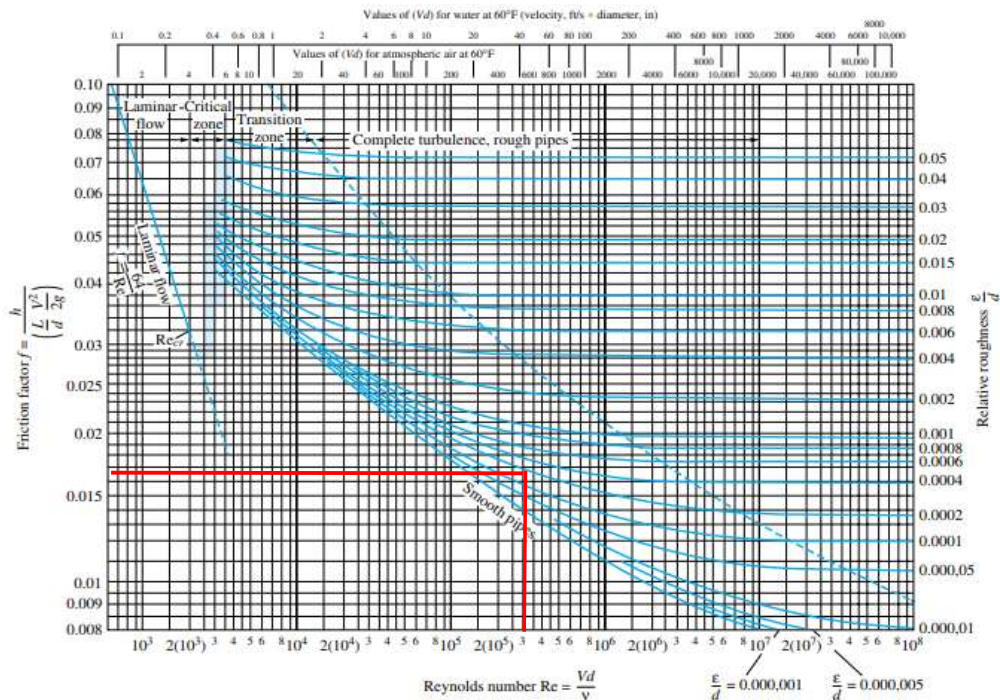
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.023,01 \text{ kg/m}^3 \times 0,2545 \text{ m} \times 1,0251 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 326.396,12 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0002 m

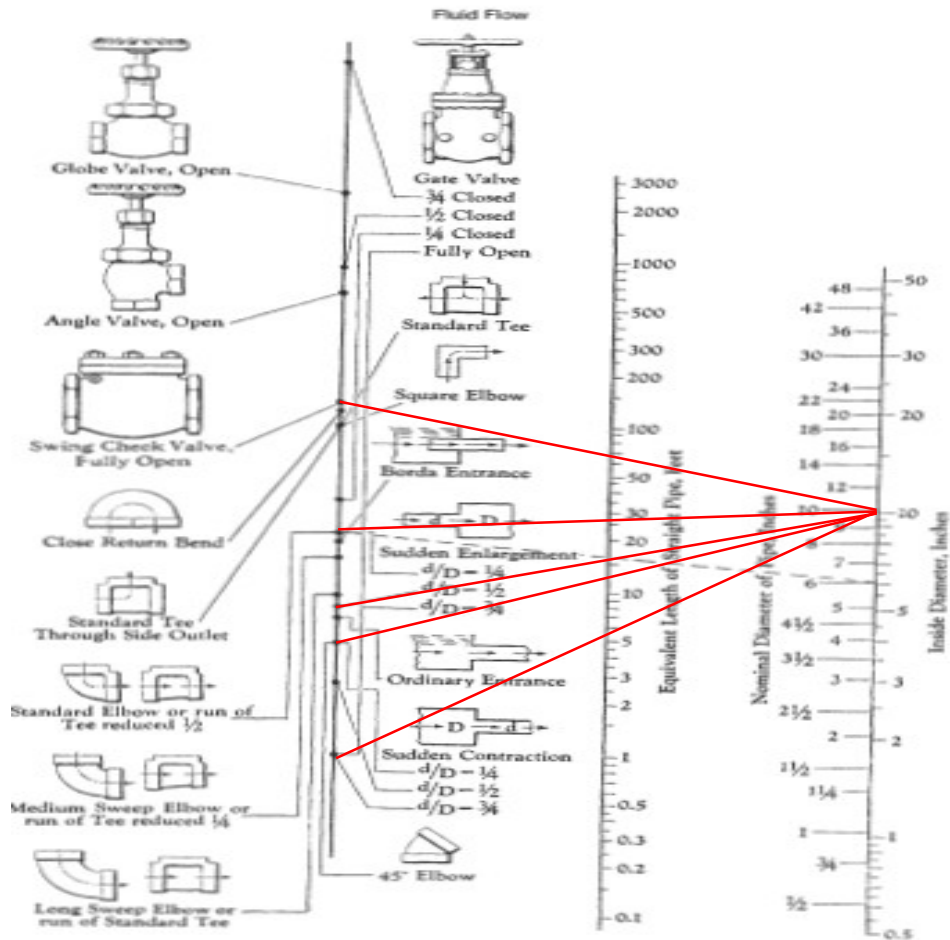
Bilangan Reynold (Re) = 326.396,12



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,0167$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	16	8	128	39,01
Sudden Construction	6,2	8	49,6	15,12
Standart Elbow	27	4	108	32,92
Gate valve	13	0	0	0,00
Swing Check valve	78	2	156	47,55
Total			441,6	134,60

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 134,60 \text{ m} + 10,00 \text{ m} \\ &= 144,6 \text{ m} = 474 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1.023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{10.025,53} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{1,05^2 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0536 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 6,30 - 1 \\ &= 5,30 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,0167 \times (10 + 134,60) \times 1,05^2}{2 \times 9,8 \times 0,2545} \\ &= 0,51 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0536 + 5,30 + 0,51 \\ &= 5,86 \text{ m} \\ &= 19,23 \text{ ft} \end{aligned}$$

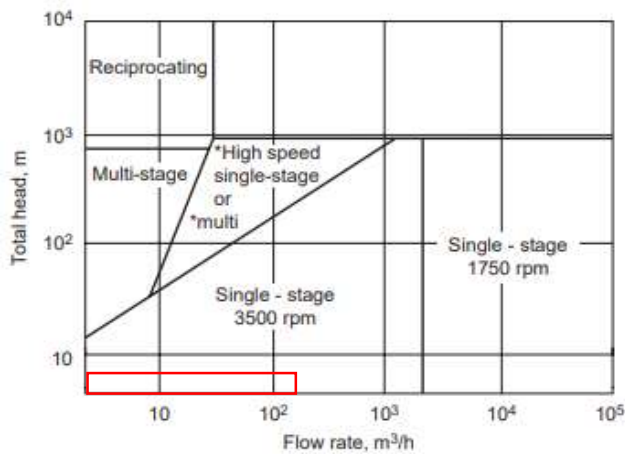
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 187,61 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 5,86 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai spesifik head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 826,01 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 19,23 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 10.952,74$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Axial - Flow Field

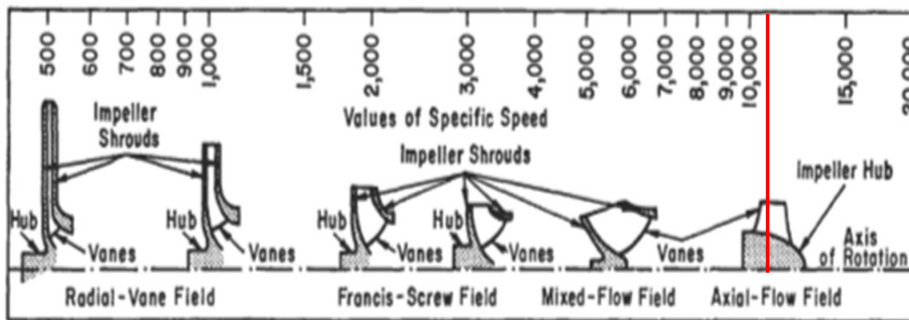


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 187,61 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 86,0\%$$

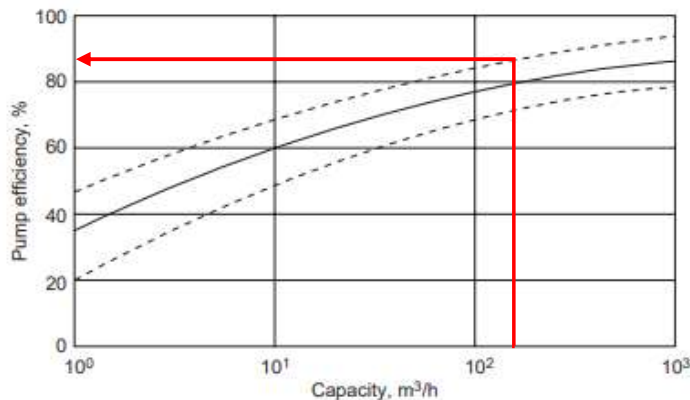


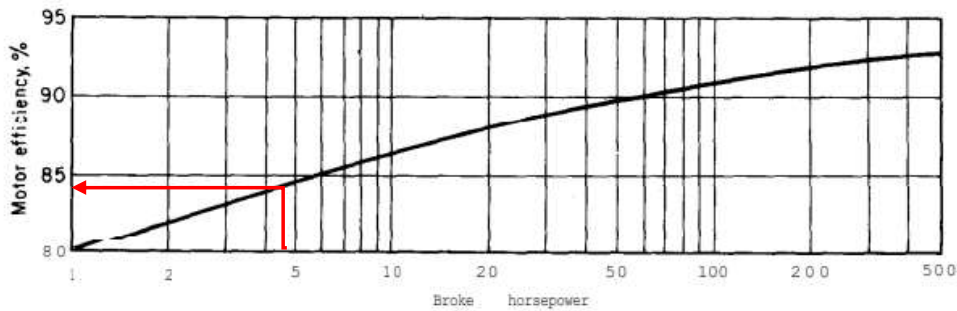
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{1,8404 \times 19,23 \times 63,866}{86,0\%} \\ &= 2.511,82 \text{ lb.ft/s} \\ &= 4,52 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 4,52 \text{ Hp}$$



Diperoleh efisiensi = 84%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{4,52 \text{ Hp}}{84\%} \\ &= 4,91 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = 10,00 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	16	0	0	0,00
Sudden Construction	6,2	1	6,2	1,89
Standart Elbow	27	0	0	0,00
Gate valve	13	0	0	0,00
Swing Check valve	78	0	0	0,00
Total			6,2	1,89

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 1,89 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0167 \times (10,00 + 1,89) \times 1,05}{2 \times 9,8 \times 0,2545} \\ &= 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	10.662,51	1,0000	3,16E+01	4,16E-02	4,16E-02
Total	10.662,51	1,00	31,59	0,04	0,04

$$\text{Diperoleh } P_{Uap} \text{ sebesar} = 0,0416 \text{ atm}$$

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,0416}{10.025,53} + 1,00 + 0,04 \\ &= 1,54 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 3,13 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 3,13^{2/3} \\ &= 5,03 \text{ ft} \\ &= 1,16 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 03)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 191.925,11 kg/jam dari cooling tower menuju reaktor, cooler, dan condensor serta dilanjutkan kembali menuju cooling tower untuk sirkulasi

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 187,61 m³/jam
- *Head* pompa = 5,86 m
- Panjang pipa = 145 m
- Efisiensi pompa = 86,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 5 Hp
- Efisiensi motor = 84,0%
- Tipe impeller = Axial - Flow Field

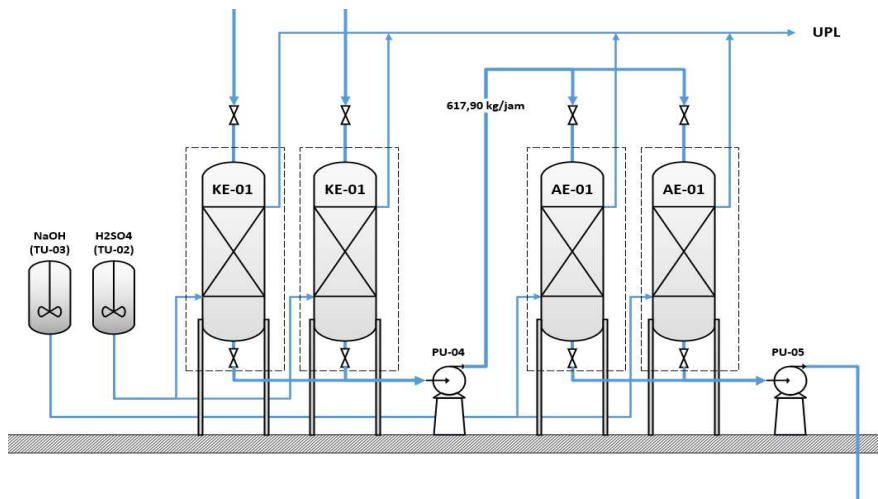
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 10 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 10,75 in
- *Inside diameter* (ID) = 10,02 in
- *Flow area per pipe* (a") = 78,8 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 1,54 m
- NPSH dibutuhkan = 1,16 m

POMPA UTILITAS (PU - 04)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari kation exchanger menuju anion exchanger

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	34,33	617,90	1,0000	1,0000	1.023,01
Total	34,33	617,90	1,00	1,00	1.023,01

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 1,43 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	617,90	1,00	1.023,01	1.023,01
Total	617,90	1,00	1.023,01	1.023,01

$$\rho \text{ campuran} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,86 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{617,90 \text{ kg/jam}}{1.023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,60 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{Opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

Q = Massa (m^3/s)

ρ = Densitas (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{Opt} &= 363 \times 0,0002^{0,45} \times 1.023,01^{0,13} \\ &= 17,878 \text{ mm} \\ &= 0,02 \text{ m} \\ &= 0,70 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 0,75 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 1,05 \text{ in} = 0,0267 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 0,824 \text{ in} = 0,0209 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 0,534 \text{ in}^2 = 0,0003 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{2,09\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0022 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0003 \text{ m}^2} \\
 &= 0,4870 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,82	3,47	4,24
Total	0,82	3,47	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{3,47}{4,24} \\ &= 0,82 \quad \text{cP} \\ &= 0,00082 \quad \text{kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

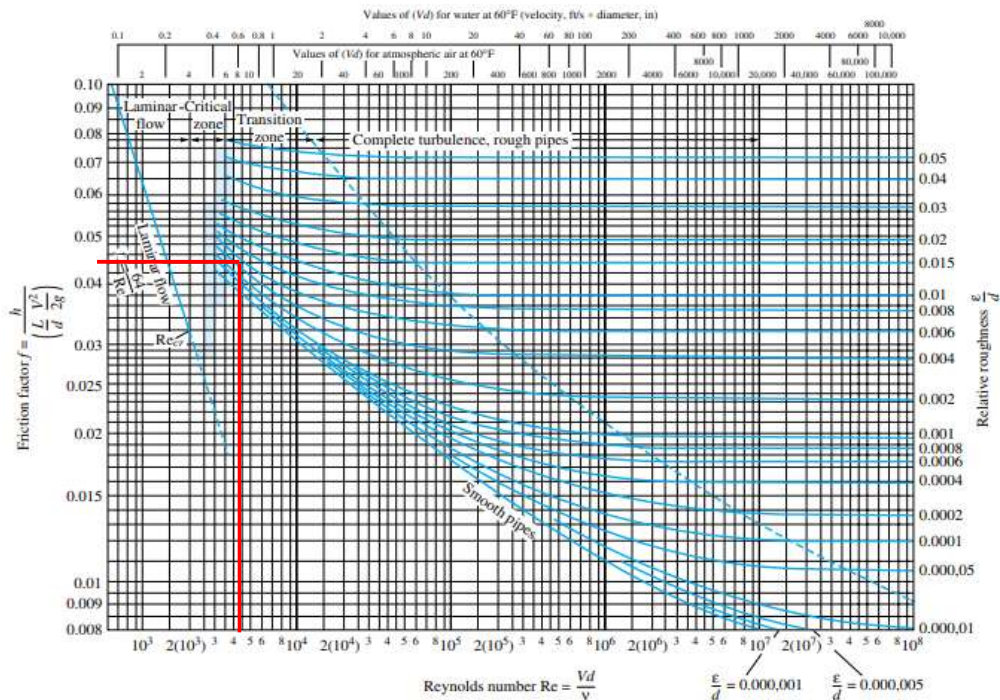
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.023,01 \quad \text{kg/m}^3 \times 0,0209 \quad \text{m} \times 0,4870 \quad \text{m/s}}{0,00082 \quad \text{kg/m.s}} \\ &= 12.751,92 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0022 m

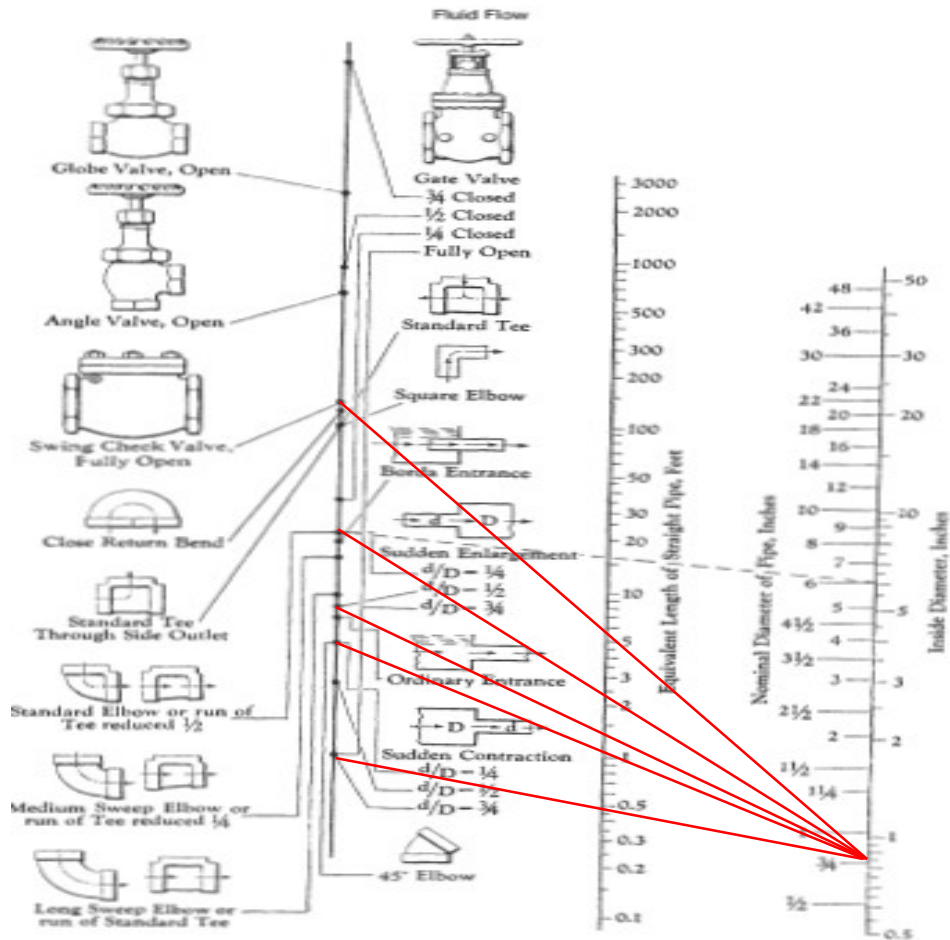
Bilangan Reynold (Re) = 12.751,92



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,0443$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	1	1	1	0,30
Sudden Construction	0,5	1	0,5	0,15
Standart Elbow	2,5	5	12,5	3,81
Gate valve	1	1	1	0,30
Swing Check valve	6	0	0	0,00
Total			15	4,57

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 4,57 \text{ m} + 2,00 \text{ m} \\ &= 6,6 \text{ m} = 22 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1.023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{10.025,53} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,24 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0121 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 1,43 - 1 \\ &= 0,43 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,0443 \times (2 + 4,57) \times 0,24}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\ &= 0,17 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0121 + 0,43 + 0,17 \\ &= 0,61 \text{ m} \\ &= 1,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

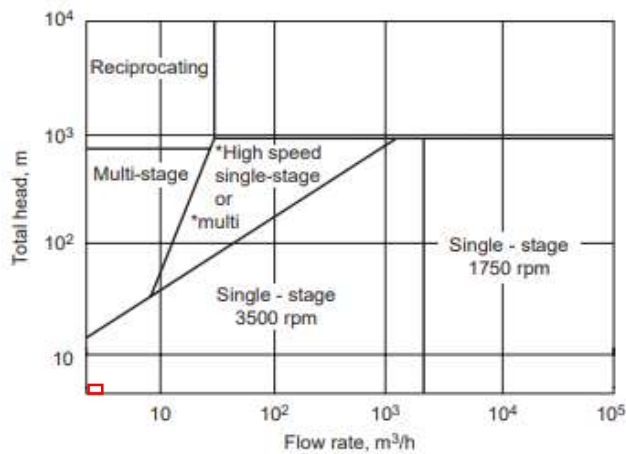
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 0,60 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 0,61 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai spesifik head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 2,6593 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 1,99 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 3.406,38$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Francis - Screw Field

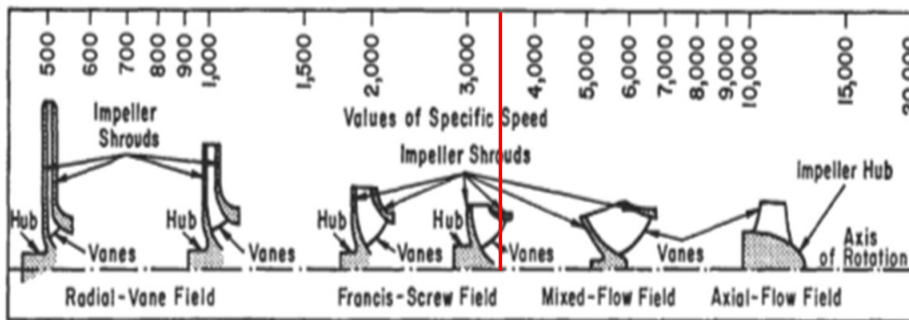


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 0,60 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 51,0\%$$

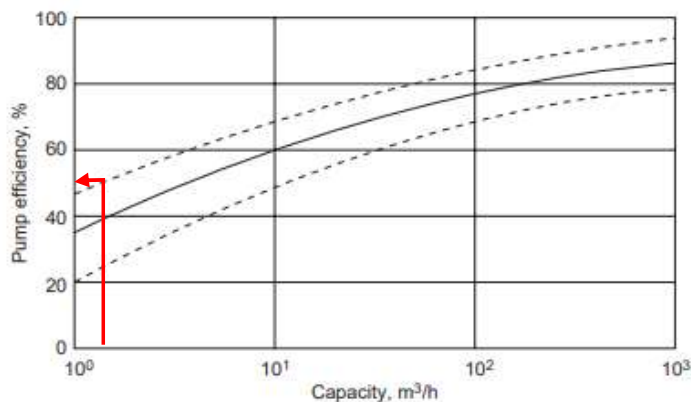


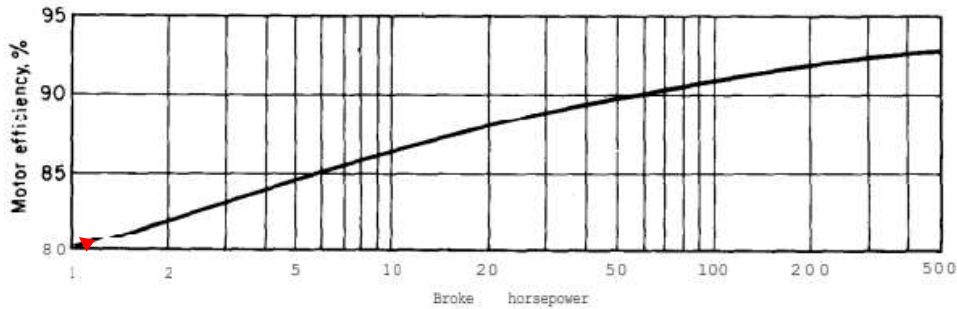
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0059 \times 1,99 \times 63,866}{51,0\%} \\ &= 1,48 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,0027 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 0,0027 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,0027 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,0033 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose $1/2$, $3/4$, 1, $1\ 1/2$, 2, 3, 5, $7\ 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = 2,00 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	1	0	0	0,00
Sudden Construction	0,5	1	0,5	0,15
Standart Elbow	2,5	0	0	0,00
Gate valve	1	0	0	0,00
Swing Check valve	6	0	0	0,00
Total			0,5	0,15

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,15 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0443 \times (2,00 + 0,15) \times 0,24}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\ &= 0,06 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	34,33	1,0000	3,16E+01	4,16E-02	4,16E-02
Total	34,33	1,00	31,59	0,04	0,04

$$\text{Diperoleh } P_{Uap} \text{ sebesar} = 0,0416 \text{ atm}$$

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,0416}{10.025,53} + 1,00 + 0,06 \\ &= 1,06 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,01 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,01^{2/3} \\ &= 0,11 \text{ ft} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 04)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari kation exchanger menuju anion exchanger

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 0,60 m³/jam
- *Head* pompa = 0,61 m
- Panjang pipa = 7 m
- Efisiensi pompa = 51,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 0,5 Hp
- Efisiensi motor = 80,0%
- Tipe impeller = Francis - Screw Field

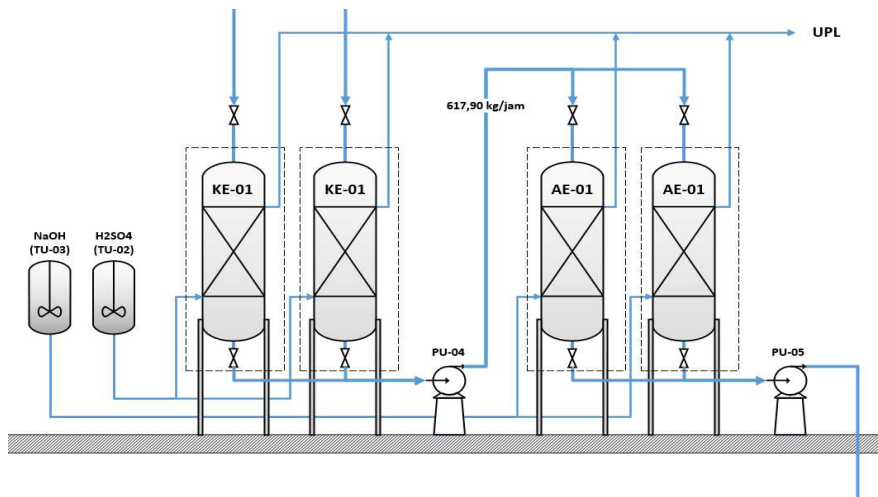
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 0,75 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 1,05 in
- *Inside diameter* (ID) = 0,824 in
- *Flow area per pipe* (a") = 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 1,06 m
- NPSH dibutuhkan = 0,03 m

POMPA UTILITAS (PU - 05)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari anion exchanger menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	34,33	617,90	1,0000	1,0000	1.023,01
Total	34,33	617,90	1,00	1,00	1.023,01

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 1,20 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	617,90	1,00	1.023,01	1.023,01
Total	617,90	1,00	1.023,01	1.023,01

$$\rho \text{ campuran} = 1.023,01 \text{ kg/m}^3 = 63,86 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{617,90 \text{ kg/jam}}{1.023,01 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,60 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0002 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

Q = Massa (m^3/s)

ρ = Densitas (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 363 \times 0,0002^{0,45} \times 1.023,01^{0,13} \\ &= 17,878 \text{ mm} \\ &= 0,02 \text{ m} \\ &= 0,70 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 0,75 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 1,05 \text{ in} = 0,0267 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 0,824 \text{ in} = 0,0209 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 0,534 \text{ in}^2 = 0,0003 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{2,09\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0022 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0003 \text{ m}^2} \\
 &= 0,4870 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,82	3,47	4,24
Total	0,82	3,47	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{3,47}{4,24} \\ &= 0,82 \quad \text{cP} \\ &= 0,00082 \quad \text{kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

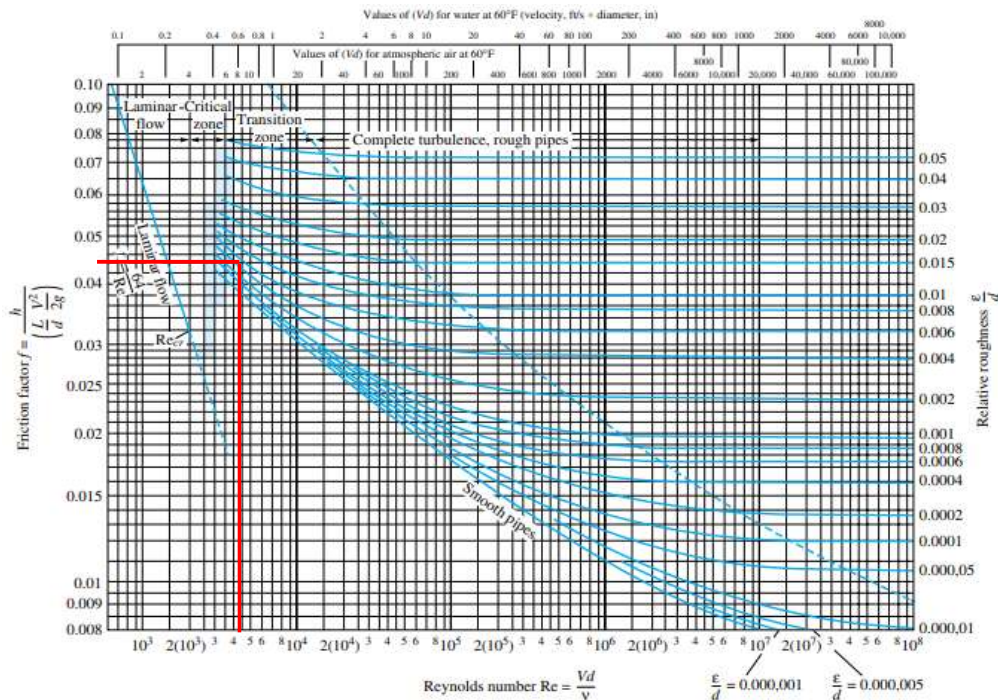
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{1.023,01 \text{ kg/m}^3 \times 0,0209 \text{ m} \times 0,4870 \text{ m/s}}{0,00082 \text{ kg/m.s}} \\ &= 12.751,92 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0022 m

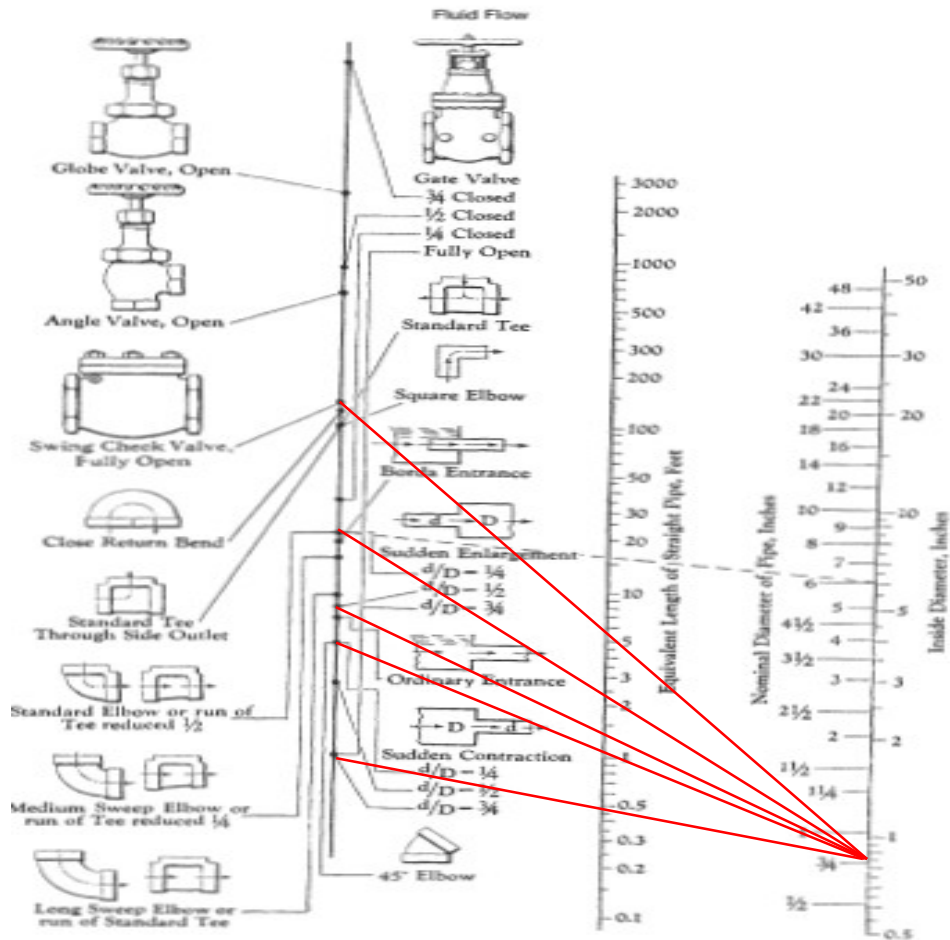
Bilangan Reynold (Re) = 12.751,92



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,0443$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	1	1	1	0,30
Sudden Construction	0,5	1	0,5	0,15
Standart Elbow	2,5	6	15	4,57
Gate valve	1	1	1	0,30
Swing Check valve	6	0	0	0,00
Total			17,5	5,33

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 5,33 \text{ m} + 2,00 \text{ m} \\ &= 7,3 \text{ m} = 24 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 1.023 \times 9,8 \\ &= 10026 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{10.025,53} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,24 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0121 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 1,20 - 1 \\ &= 0,20 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,0443 \times (2 + 5,33) \times 0,24}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\ &= 0,19 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0121 + 0,20 + 0,19 \\ &= 0,40 \text{ m} \\ &= 1,32 \text{ ft} \end{aligned}$$

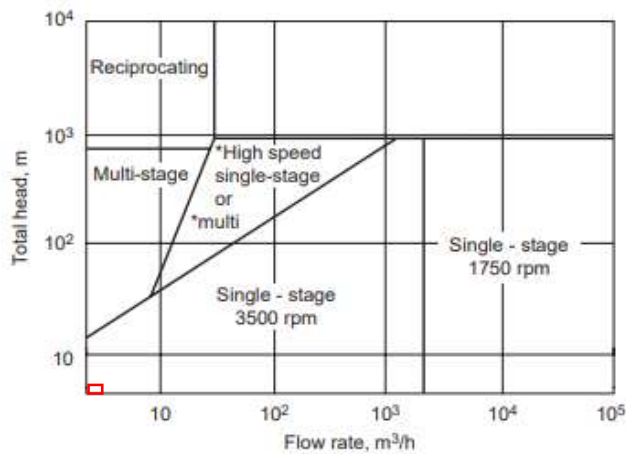
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 0,60 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 0,40 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai spesifik head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 2,6593 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 1,32 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 4.628,41$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Mixed - Flow Field

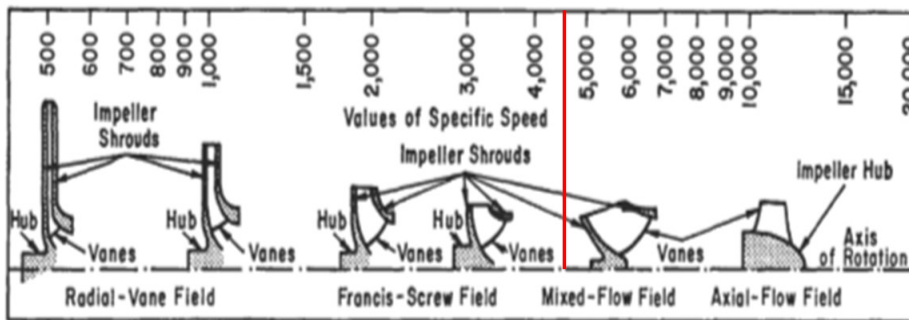


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 0,60 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 51,0\%$$

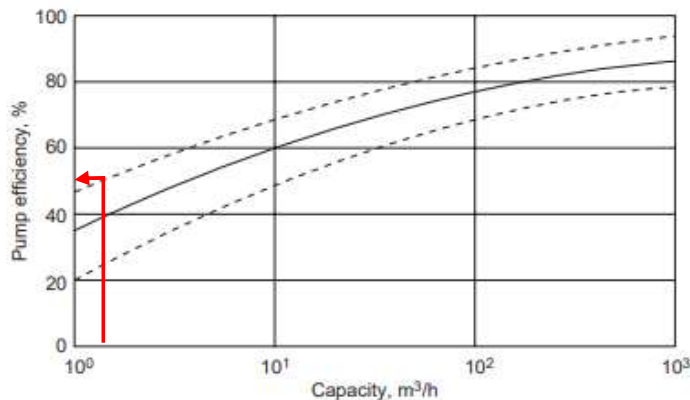


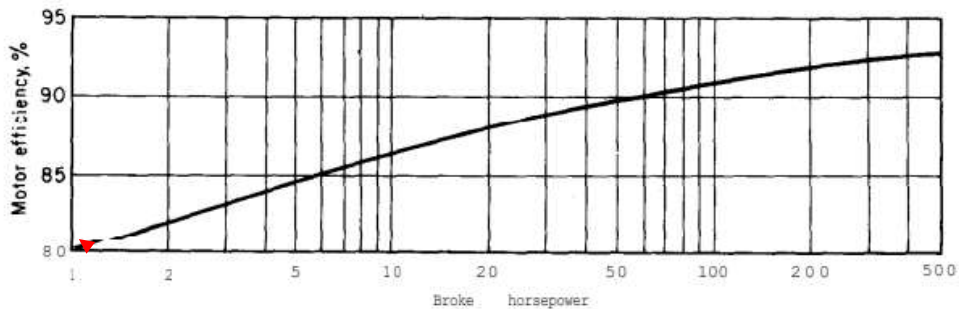
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0059 \times 1,32 \times 63,866}{51,0\%} \\ &= 0,98 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,0018 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 0,0018 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,0018 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,0022 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, 1 $\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, 7 $\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = 2,00 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	1	0	0	0,00
Sudden Construction	0,5	1	0,5	0,15
Standart Elbow	2,5	0	0	0,00
Gate valve	1	0	0	0,00
Swing Check valve	6	0	0	0,00
Total			0,5	0,15

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,15 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0443 \times (2,00 + 0,15) \times 0,24}{2 \times 9,8 \times 0,0209} \\ &= 0,06 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	34,33	1,0000	3,16E+01	4,16E-02	4,16E-02
Total	34,33	1,00	31,59	0,04	0,04

Diperoleh P_{Uap} sebesar = 0,0416 atm

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,0416}{10.025,53} + 1,00 + 0,06 \\ &= 1,06 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,01 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,01^{2/3} \\ &= 0,11 \text{ ft} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 05)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 617,9 kg/jam dari anion exchanger menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 30 °C = 303 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 0,60 m³/jam
- *Head* pompa = 0,40 m
- Panjang pipa = 7 m
- Efisiensi pompa = 51,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 0,5 Hp
- Efisiensi motor = 80,0%
- Tipe impeller = Mixed - Flow Field

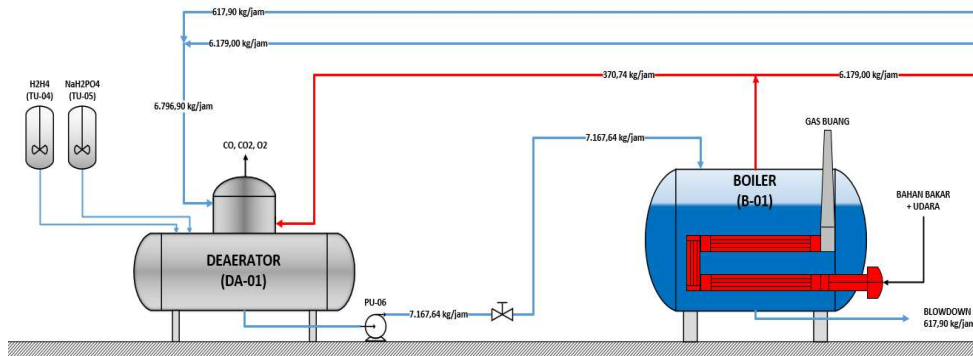
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 0,75 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 1,05 in
- *Inside diameter* (ID) = 0,824 in
- *Flow area per pipe* (a") = 0,534 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 1,06 m
- NPSH dibutuhkan = 0,03 m

POMPA UTILITAS (PU - 06)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari deaerator menuju boiler

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 99,72 °C = 372,72 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/T_c)^n})$			
	A	B	n	T _c
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	398,20	7.167,64	1,00	1,00	956,05
Total	398,20	7.167,64	1,00	1,00	956,05

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 1,72 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	7.167,64	1,00	956,05	956,05
Total	7.167,64	1,00	956,05	956,05

$$\rho \text{ campuran} = 956,05 \text{ kg/m}^3 = 59,68 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{7.167,64 \text{ kg/jam}}{956,05 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 7,50 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0021 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

Q = Massa (m^3/s)

ρ = Densitas (kg/m^3)

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 363 \times 0,0021^{0,45} \times 956,05^{0,13} \\ &= 55,047 \text{ mm} \\ &= 0,06 \text{ m} \\ &= 2,17 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036			0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072			0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141			0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235			1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432			1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718			2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28			3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76			3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95			5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23			7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61			10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5			15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1			28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7			43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6			54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 2,5 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 4,79 \text{ in}^2 = 0,0031 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{6,27\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0007 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0021 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2} \\
 &= 0,6739 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,28	1,19	4,24
Total	0,28	1,19	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{1,19}{4,24} \\ &= 0,28 \text{ cP} \\ &= 0,00028 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

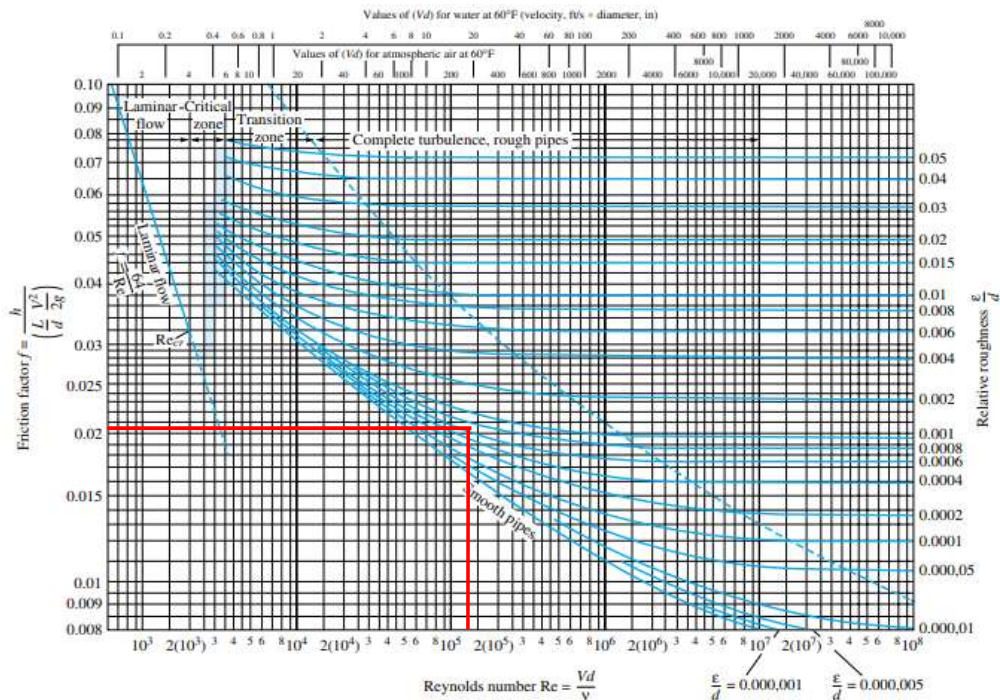
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{956,05 \text{ kg/m}^3 \times 0,0627 \text{ m} \times 0,6739 \text{ m/s}}{0,00028 \text{ kg/m.s}} \\ &= 144.325,22 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0007 m

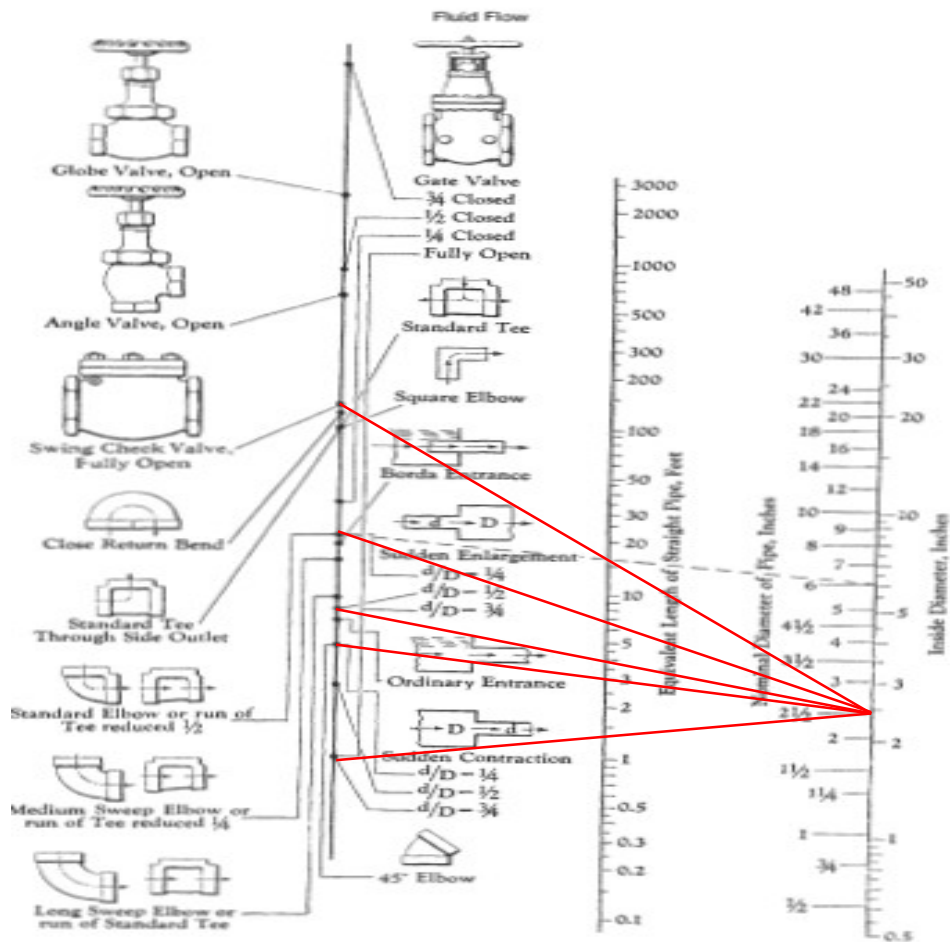
Bilangan Reynold (Re) = 144.325,22



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,021$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	4	1	4	1,22
Sudden Construction	1,4	1	1,4	0,43
Standart Elbow	7,3	5	36,5	11,13
Gate valve	3	1	3	0,91
Swing Check valve	16	0	0	0,00
Total			44,9	13,69

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 13,69 \text{ m} + 10,00 \text{ m} \\ &= 23,7 \text{ m} = 78 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 956 \times 9,8 \\ &= 9369,3 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{9.369,28} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,45^2 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0232 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 1,72 - 1 \\ &= 0,72 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,021 \times (10 + 13,69) \times 0,45^2}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 0,18 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0232 + 0,72 + 0,18 \\ &= 0,93 \text{ m} \\ &= 3,05 \text{ ft} \end{aligned}$$

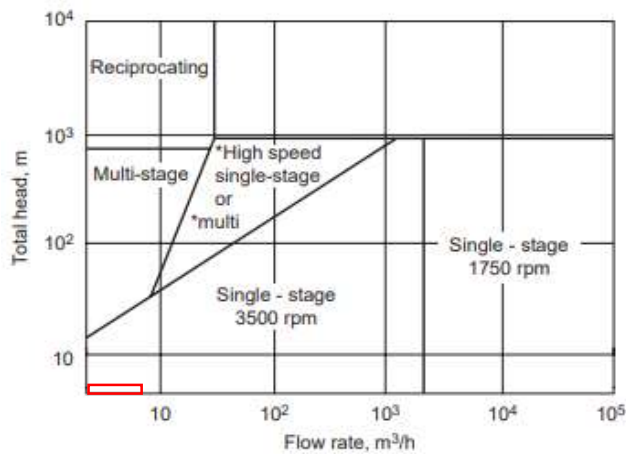
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 7,50 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 0,93 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai spesifik head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 33,009 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 3,05 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 8.712,87$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Axial - Flow Field

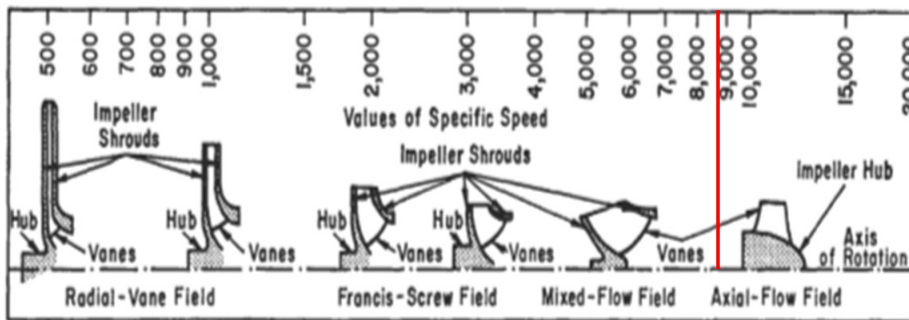


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 7,50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 68\%$$

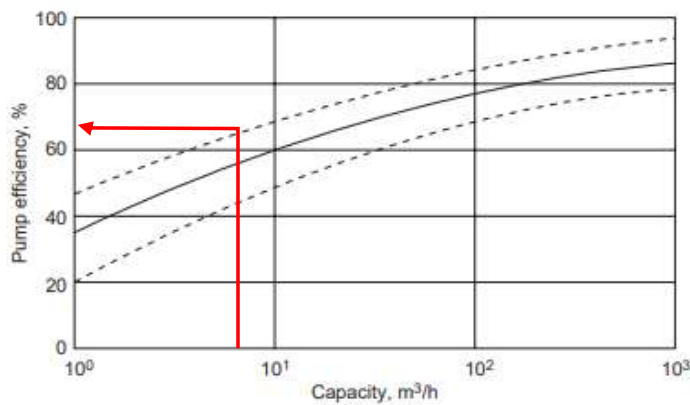


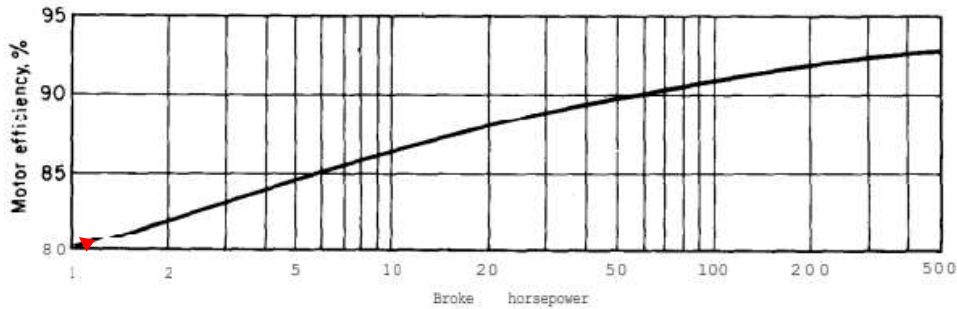
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0735 \times 3,05 \times 59,686}{68,0\%} \\ &= 19,69 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,0354 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 0,0354 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,0354 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,0443 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
 Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (*H_{fi}*)

Panjang pipa (L) = 10,00 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	4	0	0	0,00
Sudden Construction	1,4	1	1,4	0,43
Standart Elbow	7,3	0	0	0,00
Gate valve	3	0	0	0,00
Swing Check valve	16	0	0	0,00
Total			1,4	0,43

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,43 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,021 \times (10,00 + 0,43) \times 0,45}{2 \times 9,8 \times 0,0627} \\ &= 0,08 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	398,20	1,00	7,48E+02	9,84E-01	9,84E-01
Total	398,20	1,00	747,91	0,98	0,98

$$\text{Diperoleh } P_{Uap} \text{ sebesar} = 0,9841 \text{ atm}$$

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,9841}{9.369,28} + 1,00 + 0,08 \\ &= 1,08 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,12 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,12^{2/3} \\ &= 0,59 \text{ ft} \\ &= 0,18 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 06)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari deaerator menuju boiler

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 99,716 °C = 372,72 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 7,50 m³/jam
- *Head* pompa = 0,93 m
- Panjang pipa = 24 m
- Efisiensi pompa = 68,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 0,5 Hp
- Efisiensi motor = 80,0%
- Tipe impeller = Axial - Flow Field

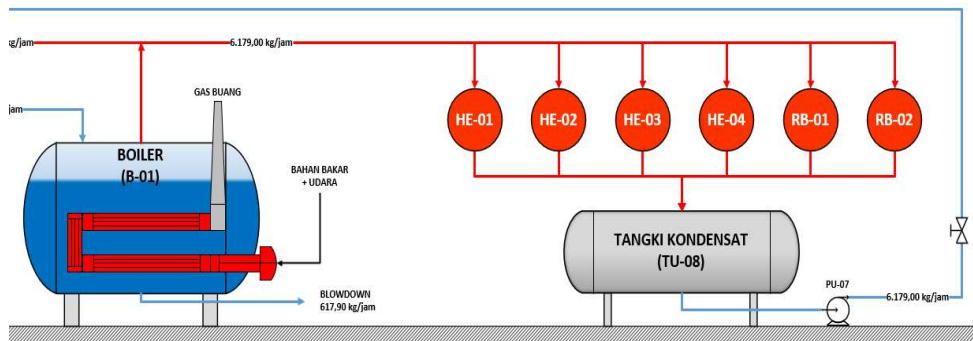
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 2,5 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 2,88 in
- *Inside diameter* (ID) = 2,469 in
- *Flow area per pipe* (a") = 4,79 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 1,08 m
- NPSH dibutuhkan = 0,18 m

POMPA UTILITAS (PU - 07)



Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari tangki kondensat menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi :

- Suhu = 100 °C = 373 K
- Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Langkah Perhitungan :

1. Menentukan Titik Pemompaan
2. Menentukan Kapasitas Pompa
3. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
4. Menghitung *Head* Pompa
5. Menghitung Kecepatan Spesifik
6. Menghitung *Net Positive Suction Head* (NPSH)
7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)
8. Menghitung Motor Standar

Data Viskositas Fasa Cair (cP)

Komponen	(Log 10 = A + B/T + CT + DT ²) (cP)			
	A	B	C	D
H ₂ O	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Data Densitas Fasa Cair (kg/m³)

Komponen	$(\rho = A B^{-(1-T/Tc)^n})$			
	A	B	n	Tc
H ₂ O	3,47E-01	2,74E-01	2,86E-01	6,47E+02

1. Neraca Massa

Komponen	Masuk		% mol	% massa	ρ kg/m ³
	kmol/jam	kg/jam			
H ₂ O	343,28	6.179,00	1,00	1,00	955,76
Total	343,28	6.179,00	1,00	1,00	955,76

2. Menentukan titik pemompaan

Titik 1 suction

$$\text{Tekanan suction head } (P_1) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Suction head } (Z_1) = 1 \text{ m}$$

Titik 2 discharge

$$\text{Tekanan discharge head } (P_2) = 1 \text{ atm} = 1,01 \text{ bar} = 1,03 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Discharge head } (Z_2) = 1,20 \text{ m}$$

3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	kg/jam	% massa	ρ	%mass . ρ
H ₂ O	6.179,00	1,00	955,76	955,76
Total	6.179,00	1,00	955,76	955,76

$$\rho \text{ campuran} = 955,76 \text{ kg/m}^3 = 59,67 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume cairan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Rapat massa air}} \\
 &= \frac{6.179,00 \text{ kg/jam}}{955,76 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 6,46 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0018 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{opt} = 363 \times Q^{0,45} \times \rho^{13} \quad (\text{Persamaan 5.14, Coulson, hal. 221})$$

Keterangan :

$$Q = \text{Massa (m}^3/\text{s)}$$

$$\rho = \text{Densitas (kg/m}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 363 \times 0,0018^{0,45} \times 955,76^{0,13} \\ &= 51,496 \text{ mm} \\ &= 0,05 \text{ m} \\ &= 1,98 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 11, Kern, hal. 844, diperoleh ukuran pipa standar dengan spesifikasi :

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
1	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
2	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
2½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
3	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
3½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
4	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
5	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
6	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
8	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
10	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
12	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
14	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.655	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.139	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

$$\begin{aligned}
 \text{Normal pipe size (NPS)} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Schedule number (Sch)} &= 40 \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m} \\
 \text{Flow area per pipe (a'')} &= 3,35 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

5. Menghitung Head Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih : *Commercial Steel* (White, F.M. Fluid Mechanics, hal. 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	ϵ		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

$$\begin{aligned}
 \text{Maka diperoleh kekasaran pipa } (\epsilon) &= 0,00015 \text{ ft} \\
 &= 4,57\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kekasaran relatif} &= \frac{\epsilon}{ID} \\
 &= \frac{4,57\text{E-}05 \text{ m}}{5,25\text{E-}02 \text{ m}} \\
 &= 0,0009 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V_{Lin} &= \frac{Q}{\text{Luas permukaan dalam pipa}} \\
 &= \frac{0,0018 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0022 \text{ m}^2} \\
 &= 0,8309 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Viskositas Campuran

Komponen	μ (cP)	$y_i \times \text{BM}^{0,5} \times \mu$	$y_i \times \text{BM}^{0,5}$
H ₂ O	0,28	1,18	4,24
Total	0,28	1,18	4,24

$$\begin{aligned} \mu_{camp} &= \frac{\sum yi \times BM^{0,5} \times \mu}{\sum yi \times BM^{0,5}} \\ &= \frac{1,18}{4,24} \\ &= 0,28 \text{ cP} \\ &= 0,00028 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

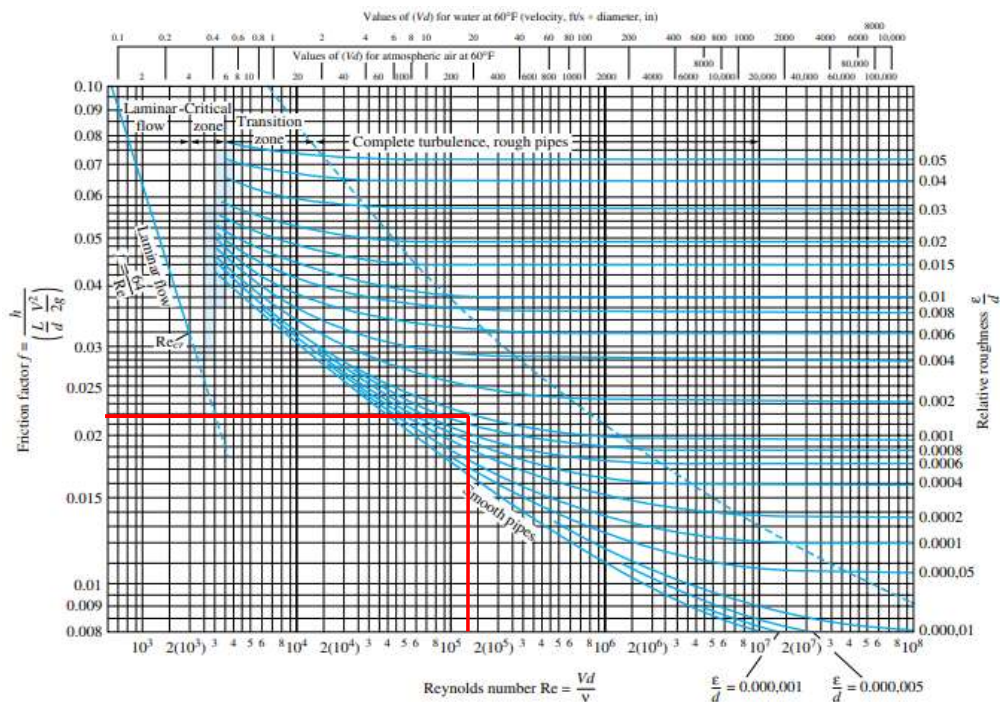
$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho_L \times ID \times V_{Lin}}{\mu} \\ &= \frac{955,76 \text{ kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 0,8309 \text{ m/s}}{0,00028 \text{ kg/m.s}} \\ &= 149.381,15 \end{aligned}$$

Faktor Friksi

Diperoleh dari diagram Moody (White, Fluid Mechanics, Ed. 4, hal. 349)

Dimana : Kekerasan relatif (ϵ/ID) = 0,0009 m

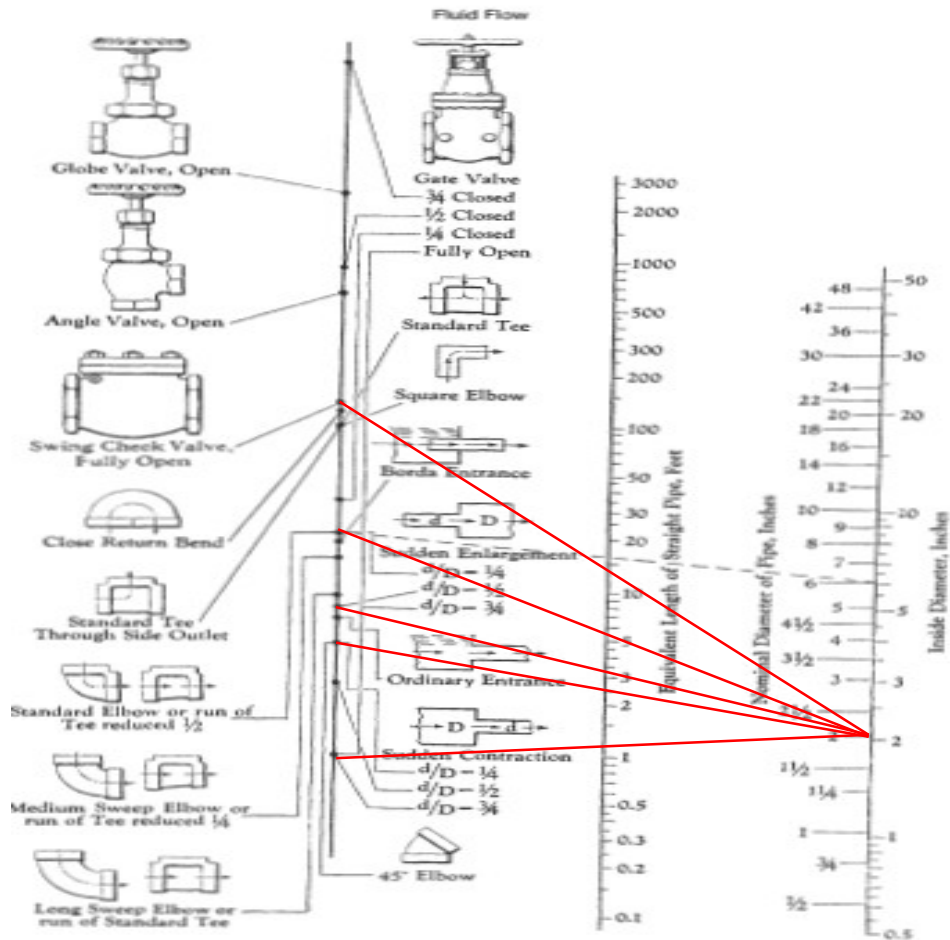
Bilangan Reynold (Re) = 149.381,15



Diperoleh nilai *Friction Factor* sebesar :

$$f = 0,0221$$

Berdasarkan Ludwig. E.E, Ed. 3rd, hal 87, didapat :



Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	3,2	1	3,2	0,98
Sudden Construction	1,1	1	1,1	0,34
Standart Elbow	5,5	6	33	10,06
Gate valve	2,5	1	2,5	0,76
Swing Check valve	14,5	0	0	0,00
Total			39,8	12,13

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 12,13 \text{ m} + 10,00 \text{ m} \\ &= 22,1 \text{ m} = 73 \text{ ft} \end{aligned}$$

Rapat Berat (*Weight Density*)

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho_L \times g \\ &= 956 \times 9,8 \\ &= 9366,5 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s^2)

h_f = *Head* karena friksi (m)

Z_1 = Elevasi titik 1 (m)

Z_2 = Elevasi titik 2 (m)

H_{man} = *Head* pompa (m)

P_1 = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P_2 = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V_1 = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V_2 = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Pressure Head

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} \\ &= \frac{101325 - 101325}{9.366,47} \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

Velocity Head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{V_{Lin2}^2 - V_{Lin1}^2}{2 \times g} \\ &= \frac{0,69 - 0,00}{2 \times 9,8} \\ &= 0,0352 \text{ m} \end{aligned}$$

Static Head

$$\begin{aligned} H_s &= Z_2 - Z_1 \\ &= 1,20 - 1 \\ &= 0,20 \text{ m} \end{aligned}$$

Friction Head

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{f \cdot (L + L_e) \cdot V_{lin}^2}{2 \cdot g \cdot ID} \\ &= \frac{0,0221 \times (10 + 12,13) \times 0,69}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 0,33 \text{ m} \end{aligned}$$

Total Head Pompa

$$\begin{aligned} H_{Total} &= H_p + H_v + H_s + H_f \\ &= 0 + 0,0352 + 0,20 + 0,33 \\ &= 0,57 \text{ m} \\ &= 1,86 \text{ ft} \end{aligned}$$

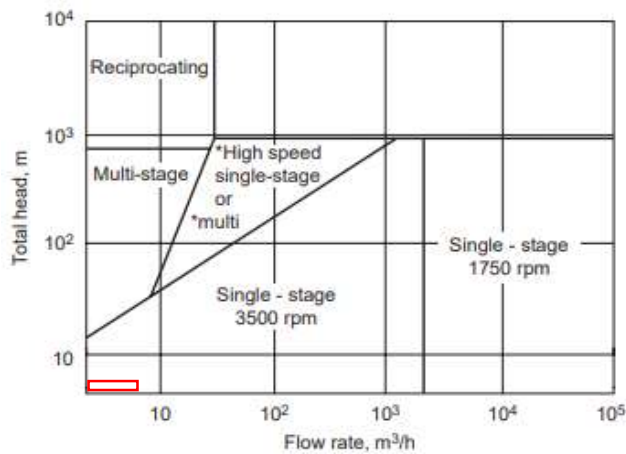
6. Jenis Pompa

$$\begin{aligned} Q &= 6,46 \text{ m}^3/\text{jam} \\ H &= 0,57 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 5.6, Sinnott, 1983, Chemical Engineering Design, hal. 200, diperoleh :

Jenis pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran pompa = 3500 Rpm



7. Merancang Tipe Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.1, Ludwig, 1999, hal. 194, untuk pipa sentrifugal single stage, tipe impeller ditentukan berdasar pada nilai spesifik head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} n &= \text{Putaran pompa (Rpm)} &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= \text{Debit (gpm)} &= 28,465 \text{ gpm} \\ H &= \text{Head Pompa (ft)} &= 1,86 \text{ ft} \\ N_s &= \text{Spesific head} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga, } N_s = 11.730,81$$

Dari nilai specific speed, dipakai jenis pompa sentrifugal dengan :

Jenis Impeller = Axial - Flow Field

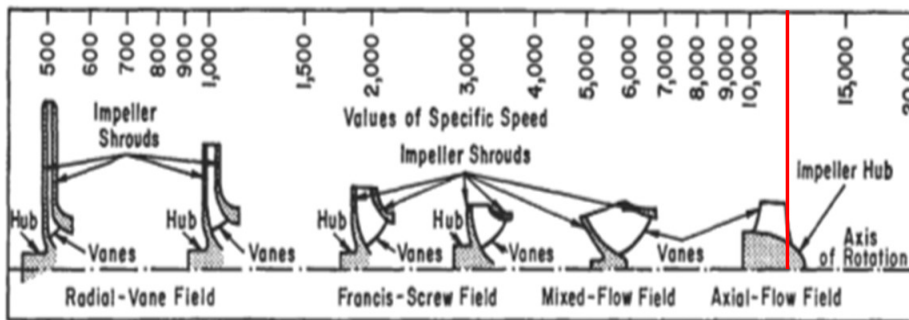


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

8. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP, digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{Q \times H \times \rho}{eff}$$

Dari fig. 10,63, "*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*", Towler and Sinnott, 2008, hal. 625, diperoleh :

$$Q = 6,46 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$eff = 62\%$$

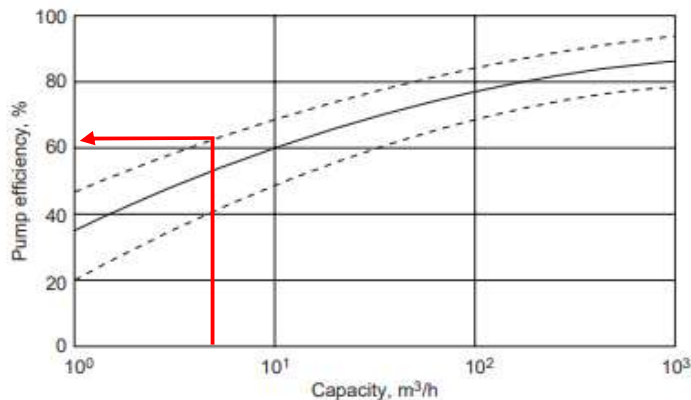


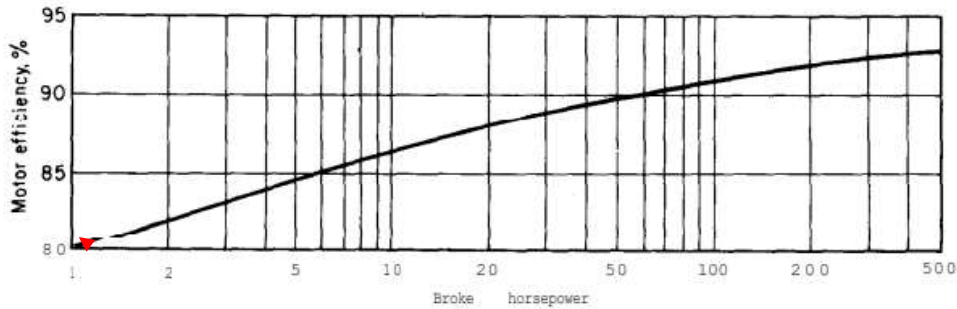
Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0,0634 \times 1,86 \times 59,668}{62,0\%} \\ &= 11,34 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,0204 \text{ Hp} \end{aligned}$$

9. Menentukan Motor Standar

Effisiensi motor didapat dari fig. 14,38, Peters. M.S., K.D., Timmerhause, Ed. 4, 1991, hal. 521

$$BHP = 0,0204 \text{ Hp}$$



Diperoleh effisiensi = 80%

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{BHP}{\text{eff motor}} \\ &= \frac{0,0204 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,0255 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih daya motor standar sebesar : 0,5 Hp

*Horsepower Ratings.*³¹ Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose $1/2$, $3/4$, 1, $1\ 1/2$, 2, 3, 5, $7\ 1/2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Menghitung Net Positive Suction Head (NPSH)

Menentukan head friksi pada daerah hisap (H_{fi})

Panjang pipa (L) = 10,00 m

Ekivalen	LE (ft)	Jumlah	Σ (ft)	Σ (m)
Sudden Enlargement	3,2	0	0	0,00
Sudden Construction	1,1	1	1,1	0,34
Standart Elbow	5,5	0	0	0,00
Gate valve	2,5	0	0	0,00
Swing Check valve	14,5	0	0	0,00
Total			1,1	0,34

$$\text{Panjang ekuivalen (Le)} = 0,34 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_{fi} &= \frac{f \times (L + Le) \times V_{Lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0,0221 \times (10,00 + 0,34) \times 0,69}{2 \times 9,8 \times 0,0525} \\ &= 0,15 \text{ m} \end{aligned}$$

Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06

Komponen	kmol/jam	yi	P ₀	k _i = P ₀ / P _t	xi = yi × ki
H ₂ O	343,28	1,00	7,56E+02	9,94E-01	9,94E-01
Total	343,28	1,00	755,54	0,99	0,99

$$\text{Diperoleh } P_{Uap} \text{ sebesar} = 0,9941 \text{ atm}$$

NPSH Tersedia

$$\begin{aligned} NPSH &= \frac{P_1 - P_{Uap}}{\gamma} + Z_1 + H_{fi} \\ &= \frac{1 - 0,9941}{9.366,47} + 1,00 + 0,15 \\ &= 1,15 \text{ m} \end{aligned}$$

NPSH Diperlukan

$$\begin{aligned} N &= 3500 \text{ Rpm} \\ Q &= 0,11 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200} \right)^{4/5} Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3500}{1200} \right)^{4/5} 0,11^{2/3} \\ &= 0,53 \text{ ft} \\ &= 0,16 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, dengan demikian pompa yang dirancang tidak terjadi kavitasi.

KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU - 07)

Tugas : Mengalirkan H₂O sebanyak 7.167,64 kg/jam dari tangki kondensat menuju deaerator

Jenis : *Centrifugal Pump*

Kondisi Operasi

- Suhu = 100 °C = 373 K
- Tekanan (P₁) = 1 atm = 760 mmHg
- Tekanan (P₂) = 1 atm = 760 mmHg

Spesifikasi Pompa

- Bahan = *Commercial Steel*
- Kapasitas = 6,46 m³/jam
- *Head* pompa = 0,57 m
- Panjang pipa = 22 m
- Efisiensi pompa = 62,0%
- Kecepatan putar = 3500 Rpm
- Daya motor = 0,5 Hp
- Efisiensi motor = 80,0%
- Tipe impeller = Axial - Flow Field

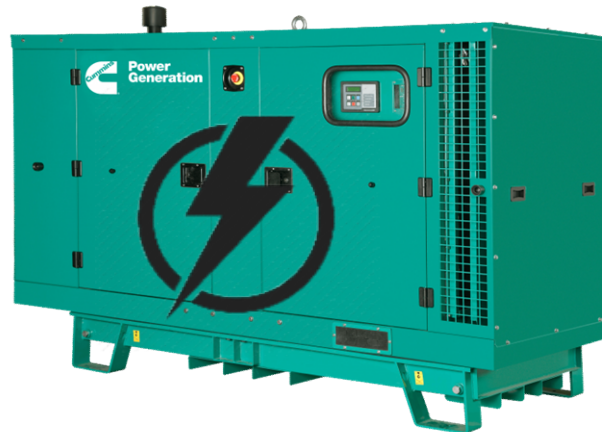
Spesifikasi Pipa

- *Normal pipe size* (NPS) = 2 in
- *Schedule number* (Sch) = 40
- *Outside diameter* (OD) = 2,38 in
- *Inside diameter* (ID) = 2,067 in
- *Flow area per pipe* (a") = 3,35 in²

Nilai NPSH

- NPSH tersedia = 1,15 m
- NPSH dibutuhkan = 0,16 m

GENERATOR (GU - 01)



Tugas : Membangkitkan listrik sebagai energi cadangan untuk keperluan unit proses, unit utilitas, perkantoran, layanan umum, dan sebagainya.

Jenis : Generator Bahan Bakar Solar

1. Kebutuhan Daya

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibangkitkan} &= 100 \text{ kWh} \\ &= 100 \text{ kWh} \times 3.600 \text{ (kJ/jam)/kWh} \\ &= 360.000 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

2. Jenis Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah jenis solar

$$\text{Viscosity} = 41,5 \text{ }^\circ\text{API (tabel 24-4, Perry, 8th edition, 2008)}$$

$$\begin{aligned} \text{Density} &= 849 \text{ kg/m}^3 \\ &= 3,21 \text{ kg/gall} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Net Heating Value (NHV)} &= 152.000 \text{ BTU/gall (Fig 24-1, Perry, 8th edition, 2008)} \\ &= 40.154,14 \text{ BTU/kg} \\ &= 42.365,03 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efisiensi pembakarasn berkisar antara 70-80%

$$\text{Dipilih} = 80\%$$

3. Kebutuhan Bahan Bakar

Asumsi listrik mati 5 jam per minggu, maka :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan daya} &= 360.000 \text{ kJ/jam} \times 5 \text{ jam/mgg} \times 52 \text{ mg/thn} \\ &= 93.600.000 \text{ kJ/tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Bahan bakar diperlukan} &= \frac{Q_t}{\text{Eff} \times \text{NHV}} \\ &= \frac{93.600.000 \text{ kJ/tahun}}{80\% \times 42.365,03 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2.762 \text{ kg/tahun} \\ &= 3,25 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 3.253 \text{ liter/tahun} \\ &= 271,07 \text{ liter/bulan} \\ &= 9,04 \text{ liter/hari} \\ &= 0,38 \text{ liter/jam}\end{aligned}$$

KESIMPULAN GENERATOR (GU - 01)

Tugas : Membangkitkan listrik sebagai energi cadangan untuk keperluan unit proses, unit utilitas, perkantoran, layanan umum, dan sebagainya.

Jenis : Generator Bahan Bakar Solar

Daya yang dibangkitkan = 100 kWh

Kebutuhan bahan bakar = 3.253 liter/tahun

TANGKI BAHAN BAKAR GENERATOR (TU - 11)

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk generator listrik (GU-01)

Tipe : Tangki Silinder Horizontal

Kapasitas : 3,25 m³/tahun

Faktor safety (over design) 20%

$$= 1,2 \times 3,25 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

$$= 3,90 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

Dimensi Tangki

Dirancang dimensi tangki dengan perbandingan D : P = 1 : 2

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times Vt}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 3,90}{2 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= 1,35 \text{ m} \end{aligned}$$

Diperoleh dimensi D : P

$$D = 1,35 \text{ m} = 53,34 \text{ in} = 4,44 \text{ ft}$$

$$H = 2,71 \text{ m} = 106,67 \text{ in} = 8,89 \text{ ft}$$



**MANAJEMEN
PERUSAHAAN**

MANAJEMEN PERUSAHAAN

A. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direktur yang bertanggung jawab menyangkut kelancaran produksi sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas dan kekayaannya terpisah dari kekayaan perusahaan.

Modal perusahaan yang diperoleh dari penjualan saham-saham dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya. Selain itu, kelangsungan perusahaan tidak berpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi, dan karyawan.

B. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *stam and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, dan seterusnya diteruskan kepada karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur.

C. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Kimia Metil Akrilat direncanakan memiliki jumlah pekerja sebanyak 169 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

1. Karyawan *Non Shift*

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum selama 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan rincian sebagai berikut :

Senin - Jum'at = 07:00 - 16:00 WIB

Sabtu - Minggu = Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut :

Senin - Kamis = 12:00 - 13:00 WIB

Jum'at = 11:30 - 13:00 WIB

Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan *non shift* libur.

Perhitungan jumlah karyawan *non shift* :

No.	Jabatan	Jumlah Karyawan
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
3	Dirktur Produksi dan Teknik	1
4	Direktur Umum dan Keuangan	1
5	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1
6	Sekretaris Direktur Umum dan Keuangan	1
7	Kepala Bagian Produksi dan Utilitas	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian R&D	1
10	Kepala Bagian Umum	1
11	Kepala Bagian Administrasi	1
12	Kepala Bagian Pemasaran	1
13	Kepala Bagian HRD	1
14	Kepala Seksi Produksi	1
15	Kepala Seksi Control Room	1
16	Kepala Seksi Quality Control	1
17	Kepala Seksi Utilitas	1
18	Kepala Seksi Bengkel	1
19	Kepala Seksi Instrumentasi	1
20	Kepala Seksi Laboratorium	1
21	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
22	Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1
23	Kepala Seksi Keamanan	1
24	Kepala Seksi Transportasi	1
25	Kepala Seksi Keuangan	1
26	Kepala Seksi Pembelian dan Penjualan	1
27	Kepala Seksi Gudang dan Logistik	1
28	Kepala Seksi Perencanaan	1
29	Kepala Seksi Personalia	1
30	Kepala Seksi K3	1
31	Staff Direktur Produksi dan Teknik	1
32	Staff Direktur Umum dan Keuangan	1
33	Staff Seksi Produksi	2
34	Staff Seksi Control Room	2
35	Staff Seksi Quality Control	2
36	Staff Seksi Utilitas	2

37	Staff Seksi Bengkel	1
38	Staff Seksi Instrumentasi	1
39	Staff Seksi Laboratorium	2
40	Staff Seksi Penelitian dan Pengembangan	2
41	Staff Seksi Hubungan Masyarakat	2
42	Staff Seksi Keamanan	1
43	Staff Seksi Transportasi	1
44	Staff Seksi Keuangan	2
45	Staff Seksi Pembelian dan Penjualan	2
46	Staff Seksi Gudang dan Logistik	1
47	Staff Seksi Perencanaan	2
48	Staff Seksi Personalia	1
49	Staff Seksi K3	2
50	Dokter	2
51	Perawat	2
52	Driver	2
TOTAL		66

2. Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

No.	Jabatan	Org / Regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1	Supervisor	2	4	8
2	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
3	Control Room	2	4	8
4	Laboratorium	2	4	8
5	K3	2	4	8
6	Keamanan	2	4	8
TOTAL				48

Bagian Produksi :

Nama Alat	Jumlah	Man / Hour	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
Reaktor	2	0,5	4	4
Dekanter	1	0,25	4	1
Menara Distilasi	2	0,5	4	4
Akumulator	3	0,25	4	3
Kondensor	2	0,25	4	2

Reboiler	2	0,25	4	2
Heater	4	0,25	4	4
Cooler	2	0,25	4	2
Pompa	15	0,2	4	12
Tangki Penyimpanan	4	0,25	4	4
TOTAL				38

Bagian Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Man / Hour	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
Bak Air Bersih	1	0,2	4	0,8
Tangki Klorinasi	1	0,1	4	0,4
Bak Air Sanitasi	1	0,1	4	0,4
Cooling Tower	1	0,2	4	0,8
Kation Exchanger	1	0,2	4	0,8
Tangki H2SO4	1	0,1	4	0,4
Anion Exchanger	1	0,2	4	0,8
Tangki NaOH	1	0,1	4	0,4
Tangki Hidrazin	1	0,1	4	0,4
Tangki NaH2PO4	1	0,1	4	0,4
Tangki Umpan Boiler	1	0,2	4	0,8
Boiler	1	0,2	4	0,8
T. Bahan Bakar Boiler	1	0,2	4	0,8
Tangki Kondensat	1	0,2	4	0,8
Unit Udara Tekan	1	0,2	4	0,8
Pompa	7	0,1	4	2,8
Generator Listrik	1	0,2	4	0,8
T. Bahan Bakar Gener...	1	0,2	4	0,8
TOTAL				14

Parameter Perhitungan :

TABLE 21

Typical labor requirements for process equipment

Type of equipment	Workers/ unit/ shift
Dryer, rotary	$\frac{1}{2}$
Dryer, spray	1

Dryer, tray	$\frac{1}{2}$
Centrifugal separator	$\frac{1}{4} - \frac{1}{2}$
Crystallizer, mechanical	$\frac{1}{6}$
Filter, vacuum	$\frac{1}{8} - \frac{1}{4}$
Evaporator	$\frac{1}{4}$
Reactor, batch	1
Reactor, continuous	$\frac{1}{2}$
Steam plant (100,000 lb/h)	3

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada bagian proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut :

Shift I = 07.00 - 15.00

Shift II = 15.00 - 23.00

Shift III = 23.00 - 07.00

Jam kerja karyawan shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari sekali. Pada hari minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur tergantung pembagian jadwal. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur sebelumnya dan seluruh karyawan mendapat cuti sebanyak 12 hari setiap tahunnya.

Regu	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	II	II	II	III	III	III	III	I	I	I	I	I
B	II	II	II	III	III	III	III	I	I	I	II	II	II	II	II
C	III	III	III	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III	III
D	III	III	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III	III	III

Regu	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	II	II	II	III	III	III	III	I	I	I	II	II	II	II	II
B	III	III	III	I	I	I	II	II	II	III	III	III	III	III	III
C	I	I	I	II	II	II	III	III	III	III	I	I	I	I	I
D	I	I	I	II	II	II	III	III	III	III	I	I	I	I	I

D. Jumlah Karyawan

Sehingga diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan :

1. Karyawan Non Shift	=	66				
2. Karyawan Shift	=	48	+	38	+	14
	=	100				
3. Total	=	66	+	100		
	=	166				

Sistem Penggajian :

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut :

1. Jabatan atau Golongan
2. Tingkat Pendidikan
3. Pengalaman Kerja
4. Keahlian

Fasilitas dan Jaminan Sosial :

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut :

1. Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
2. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
3. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas Dinas :

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan :

1. Fasilitas Air Bersih
2. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri, atau suami dan anak
3. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali setahun
4. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari pabrik
5. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
6. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
7. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi.



**EVALUASI
EKONOMI**

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam Prarancangan Pabrik Kimia Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Metanol berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian Pabrik Metil Akrilat yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari Pabrik Metil Akrilat dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :

1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)
2. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)
3. Penentuan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
4. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan perhitungan *Capital Investment* (Total Modal)
5. Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi
6. Perkiraan Penjualan
7. Perkiraan Pendapatan
8. Analisis Kelayakan

1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

(Aries & Newton, 1955)

- E_x = Harga alat pada tahun x
- E_y = Harga alat pada tahun y
- N_x = Indeks harga pada tahun x
- N_y = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$\text{Cost of equipment a} = \text{cost of equipment b} \times \left(\frac{\text{Capac equipment a}}{\text{Capac equipment b}} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, 1955)

Dalam penentuan harga alat-alat utilitas Pabrik Kimia Metil Akrilat dari Asam Akrilat dan Metanol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar yang dapat digunakan sebagai berikut :

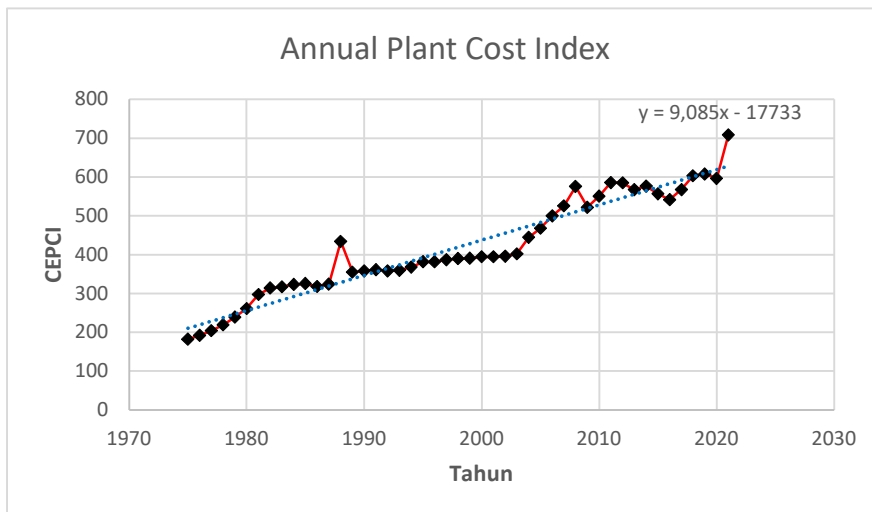
- a. Kurs dollar US pada tanggal 10 November 2022, USD 1 = Rp 15.652,10
- b. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan

harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas. Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

Nilai CEPCI diperoleh dari : *Annual Plant Cost Index*

- CE Index Tahun	1975	=	182	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1976	=	192	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1977	=	204	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1978	=	219	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1979	=	239	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1980	=	261	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1981	=	297	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1982	=	314	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1983	=	317	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1984	=	323	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1985	=	325	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1986	=	318	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1987	=	324	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1988	=	434	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1989	=	355	Timmerhaus
- CE Index Tahun	1990	=	357,6	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1991	=	361,3	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1992	=	358,2	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1993	=	359,2	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1994	=	368,1	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1995	=	381,1	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1996	=	381,7	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1997	=	386,5	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1998	=	389,5	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	1999	=	390,6	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2000	=	394,1	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2001	=	394,3	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2002	=	395,6	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2003	=	402	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2004	=	444,2	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2005	=	468,2	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2006	=	499,6	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2007	=	525,4	www.chemengonline.com

- CE Index Tahun	2008	=	575,4	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2009	=	521,9	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2010	=	550,8	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2011	=	585,7	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2012	=	584,6	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2013	=	567,3	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2014	=	576,1	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2015	=	556,8	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2016	=	541,7	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2017	=	567,5	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2018	=	603,1	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2019	=	607,5	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2020	=	596,2	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2021	=	708	www.chemengonline.com
- CE Index Tahun	2024	=	655,04	, Hasil persamaan $y = 9,085x - 17733$



- c. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat
- d. Harga yang diperoleh dalam USD dibulatkan dalam satuan terdekat
- e. Upah buruh diatur sebagai berikut :
 - Buruh asing = \$ 8,4 man/hour
 - Buruh lokal = Rp 40000 man/hour

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

No	Kode alat	Jumlah	Parameter	Literatur	Harga Satuan Literatur (\$)	Harga 2024 (\$)
1	R - 1 2	2	2756 gall	Aries N, fig 42	28.500,00	205.149,89
2	DC - 01	1	66 in	Matche	2.489,00	8.958,21
3	MD - 01	1	53,57 in	Aries N, fig 50	38.500,00	138.566,15
4	MD - 02	1	59,2 in	Aries N, fig 50	41.500,00	149.363,52
5	T - 01	1	705180 gall	Aries N, fig 46	36.000,00	129.568,35
6	T - 02	1	428400 gall	Aries N, fig 46	28.130,00	101.243,27
7	T - 03	1	7140 gall	Aries N, fig 46	4.300,00	15.476,22
8	T - 04	1	616980 gall	Aries N, fig 46	33.240,00	119.634,78
9	CD - 01	1	1319 ft ²	Aries N, fig 29	4.700,00	16.915,87
10	CD - 02	1	971 ft ²	Aries N, fig 29	4.060,00	14.612,43
11	ACC - 01	1	372,59 gall	Matche	1.340,00	4.822,82
12	ACC - 02	1	312,76 gall	Matche	1.283,00	4.617,67
13	ACC - 03	1	588,75 gall	Matche	1.925,00	6.928,31
14	RB - 01	1	948 ft ²	Aries N, fig 30	5.300,00	19.075,34
15	RB - 02	1	1589 ft ²	Aries N, fig 30	6.950,00	25.013,89
16	HE - 01	1	257 ft ²	Aries N, fig 29	2.300,00	8.277,98
17	HE - 02	1	41,76 ft ²	Aries N, fig 30	810,00	2.915,29
18	HE - 03	1	13,92 ft ²	Aries N, fig 30	350,00	1.259,69
19	HE - 04	1	59,71 ft ²	Aries N, fig 30	1.000,00	3.599,12
20	CL - 01	1	257 ft ²	Aries N, fig 29	1.950,00	7.018,29
21	CL - 02	1	703 ft ²	Aries N, fig 29	3.600,00	12.956,84
22	P - 01	2	404,87 gpm	Aries N, fig 35	1.430,00	10.293,49
23	P - 02	2	13,5 gpm	Aries N, fig 35	460,00	3.311,19
24	P - 03	2	477,47 gpm	Aries N, fig 35	1.530,00	11.013,31
25	P - 04	2	7,96 gpm	Aries N, fig 35	420,00	3.023,26
26	P - 05	2	53,78 gpm	Aries N, fig 35	580,00	4.174,98
27	P - 06	2	0,07 gpm	Aries N, fig 35	400,00	2.879,30
28	P - 07	2	30,89 gpm	Aries N, fig 35	500,00	3.599,12
29	P - 08	2	30,94 gpm	Aries N, fig 35	500,00	3.599,12
30	P - 09	2	0,87 gpm	Aries N, fig 35	400,00	2.879,30
31	P - 10	2	30,79 gpm	Aries N, fig 35	500,00	3.599,12
32	P - 11	2	8,19 gpm	Aries N, fig 35	420,00	3.023,26
33	P - 12	2	23,4 gpm	Aries N, fig 35	470,00	3.383,17

34	P - 13	2	19,01 gpm	Aries N, fig 35	460,00	3.311,19
35	P - 14	2	3,79 gpm	Aries N, fig 35	400,00	2.879,30
36	P - 15	2	140,89 gpm	Aries N, fig 35	810,00	5.830,58
TOTAL						1.062.773,61

Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas

Harga masing-masing alat utilitas dapat dilihat di lampiran biaya utilitas. Harga alat utilitas dibedakan berdasarkan jenis utilitas yaitu unit penyedia air, listrik, dan udara tekan.

Alat Utilitas Dari Dalam Negeri :

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah berupa alat-alat utilitas yang terdiri dari bak air bersih dan bak air sanitasi. Maka biaya utilitas dalam negeri dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No.	Kode Alat	Volume (m ³)	Biaya / m ³ (Rp/m ³)	Total Biaya (Rp)	Total Biaya (\$)
1	BU - 01	196,39	1.500.000,00	294.591.222	18.821
2	BU - 02	17,96	1.500.000,00	26.937.447	1.721
TOTAL				321.528.669	20.542

Alat Utilitas Dari Luar Negeri :

No	Kode alat	Jumlah	Parameter	Literatur	Harga Satuan Literatur (\$)	Harga 2024 (\$)
1	CT - 01	1	50.922 gph	Aries N, fig 81	23.000,00	82.779,78
2	AE - 01	2	10,96 ft ³	Aries N, fig 32	2.100,00	15.116,31
3	KE - 01	2	10,96 ft ³	Aries N, fig 32	1.950,00	14.036,57
4	TU - 01	1	329,45 gall	Aries N, fig 44	1.550,00	5.578,64
5	TU - 02	1	88,19 gall	Aries N, fig 44	1.000,00	3.599,12
6	TU - 03	1	97,19 gall	Aries N, fig 44	1.000,00	3.599,12
7	TU - 04	1	49,36 gall	Aries N, fig 44	1.000,00	3.599,12
8	TU - 05	1	49,36 gall	Aries N, fig 44	1.000,00	3.599,12
9	TU - 06	1	2282 gall	Aries N, fig 46	1.400,00	5.038,77
10	TU - 07	1	38670 gall	Aries N, fig 46	15.700,00	56.506,20
11	TU - 08	1	1967 gall	Aries N, fig 46	1.300,00	4.678,86
12	TU - 09	2	551 gall	Aries N, fig 46	610,00	4.390,93
13	TU - 10	1	362,94 gall	Aries N, fig 46	640,00	2.303,44
14	TU - 11	1	859,32 gall	Aries N, fig 46	1.050,00	3.779,08
15	DA - 01	1	196,73 gall	Aries N, fig 46	500,00	1.799,56
16	B - 01	1	14.439 lb/hr	Aries N, fig 80	29.800,00	107.253,80

17	PU - 01	2	58,44 gpm	Aries N, fig 35	310,00	2.231,45
18	PU - 02	2	58,44 gpm	Aries N, fig 35	310,00	2.231,45
19	PU - 03	2	826,01 gpm	Aries N, fig 35	1.250,00	8.997,80
20	PU - 04	2	2,66 gpm	Aries N, fig 35	200,00	1.439,65
21	PU - 05	2	2,66 gpm	Aries N, fig 35	200,00	1.439,65
22	PU - 06	2	33,01 gpm	Aries N, fig 35	255,00	1.835,55
23	PU - 07	2	28,46 gpm	Aries N, fig 35	245,00	1.763,57
24	KU - 01	1	29,43 ft ³ /m	Aries N, fig 5	1.500,00	5.398,68
25	GU - 01	1	100 kVa	Aries N, fig 76	39.000,00	140.365,71
TOTAL						483.361,93

Sehingga total PEC Alat Utilitas :

$$\begin{aligned}
 &= \$ 20.542,21 + \$ 483.361,93 \\
 &= \$ \mathbf{503.904,14}
 \end{aligned}$$

2. Penaksiran Modal Tetap Industri (*Fixed Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955). Modal industri terdiri dari 2 yaitu :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru.

Modal tetap terdiri dari :

A. *Direct Cost*

- *Purchased Equipment Cost*
- *Purchased Equipment Installation*
- *Instrumentation and Controls*
- *Piping*
- *Electrical Equipment and Materials*
- *Buildings (Including Service)*
- *Land & Yard*

B. *Indirect Cost*

- *Engineering and Construction*
- *Construction Expenses*
- *Contractor's Fee*
- *Contingency Cost*

Dalam biaya *Direct Cost* ditambahkan lagi biaya *Insulation* (Isolasi)

(Aries & Newton, 1955)

A. *Direct Cost*

Dalam menentukan *Direct Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut :

- Biaya inflasi sudah termasuk kedalam biaya *Purchasing Equipment Cost* (PEC) sampai tempat.
- Dalam biaya instalasi (*Purchased Equipment Installation*), instrumentasi dan kontrol (*Instrumentasi and Controls*), pemipaan (*Piping*), *Electrical Equipment and Materials*, *Insulation*, diambil buruh lokal sebanyak 95% dan buruh asing 5%
- Upah Buruh :
 - o Buruh asing = \$ 8,4 / manhour
 - o Buruh lokal = Rp 40000 / manhour
 - o Perbandingan manhour asing = 3 manhour lokal
 - o Perbandingan tenaga asing dan lokal = 5 : 95

Direct Cost Alat Proses :

- *Purchasing Equipment Cost* (PEC) alat proses sampai tempat meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang, dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat berkisar antara 10-40% dari total biaya PEC. (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Harga PEC alat proses} &= \$ 1.062.774 \\ \text{Dipilih} &= 20\% \\ \text{PEC sampai tempat} &= \$ 1.062.774 \times 120\% \\ &= \$ 1.275.328 \end{aligned}$$

- *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan struktural, isolasi, dan cat. (Peters & Timmerhaus, 1991). Biaya instalasi besarnya sekitar 43% dari PEC, terdiri dari biaya material 11% dan buruh sebesar 32% (Aries & Newton, halaman 77, tabel 16)

Biaya Material (11% PEC)

$$= 11\% \times \$ 1.062.774 = \$ 116.905$$

Biaya Buruh (32% PEC)

$$\begin{aligned} &= 32\% \times \$ 1.062.774 = \$ 340.088 \\ &= \text{Rp } 5.323.084.408 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Asing} \\ & = \$ 340.088 / \$ 8,4 \\ & = 40.486,61 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Lokal} \\ & = \text{Rp } 5.323.084.408 / \text{Rp } 40000 \\ & = 133.077 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Asing (5\%)} \\ & = 5\% \times 40.487 \text{ manhour} \times \$ 8,4 / \text{manhour} \\ & = \$ 17.004 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Lokal (95\%)} \\ & = 95\% \times 133.077 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour} \\ & = \text{Rp } 5.056.930.187 \end{aligned}$$

- *Piping* (Pemipaan)

Meliputi biaya proses baja, pipa karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, aluminium, tembaga, keramik, *plastic*, karet, beton bertulang, pipa gantungan, *fitting*, katup, isolasi pipa, peralatan. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya pemipaan sekitar 36% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh. (Aries & Newton, halaman 78, tabel 17)

$$\begin{aligned} & \text{Biaya Material (21\% PEC)} \\ & = 21\% \times \$ 1.062.774 = \$ 223.182 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Biaya Buruh (15\% PEC)} \\ & = 15\% \times \$ 1.062.774 = \$ 159.416 \\ & = \text{Rp } 2.495.195.816 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Asing} \\ & = \$ 159.416,04 / \$ 8,4 \\ & = 18.978 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Lokal} \\ & = \text{Rp } 2.495.195.816 / \text{Rp } 40000 \\ & = 62.380 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Asing (5\%)} \\ & = 5\% \times 18.978,10 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour} \\ & = \$ 7.971 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Lokal (95\%)} \\ & = 95\% \times 62.379,90 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour} \\ & = \text{Rp } 2.370.436.025 \end{aligned}$$

- *Instrumentation* (Instrumentasi)

Meliputi pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instrumentasi sekitar 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (Aries & Newton, halaman 97, tabel 19)

Biaya Material (12% PEC)

$$= 12\% \times \$ 1.062.774 = \$ 127.533$$

Biaya Buruh (3% PEC)

$$= 3\% \times \$ 1.062.774 = \$ 31.883$$

$$= \text{Rp } 499.039.163$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 31.883,21 / \$ 8,4$$

$$= 3.796 \text{ manhour}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$= \text{Rp } 499.039.163 / \text{Rp } 40000$$

$$= 12.476 \text{ manhour}$$

Buruh Asing (5%)

$$= 5\% \times 3.795,62 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour}$$

$$= \$ 1.594$$

Buruh Lokal (95%)

$$= 95\% \times 12.475,98 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour}$$

$$= \text{Rp } 474.087.205$$

- Isolasi

Besarnya biaya insulasi sekitar 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (Aries & Newton, halaman 98, tabel 21)

Biaya Material (3% PEC)

$$= 3\% \times \$ 1.062.774 = \$ 31.883$$

Biaya Buruh (5% PEC)

$$= 5\% \times \$ 1.062.774 = \$ 53.139$$

$$= \text{Rp } 831.731.939$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 53.139 / \$ 8,4$$

$$= 6.326,03 \text{ manhour}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$= \text{Rp } 831.731.939 / \text{Rp } 40000$$

$$= 20.793 \text{ manhour}$$

Buruh Asing (5%)

$$= 5\% \times 6.326,03 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour}$$

$$= \$ 2.657$$

Buruh Lokal (95%)

$$= 95\% \times 20.793,30 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour}$$

$$= \text{Rp } 790.145.342$$

- *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik-*switches* , motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpulan *grounding* , *instrument* , *control* kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan tenaga kerja listrik. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi kelistrikan sekitar 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, biaya instalasi, dan upah buruh. (Aries & Newton, halaman 102)

Biaya Material (12% PEC)

$$= 12\% \times \$ 1.062.774 = \$ 127.533$$

Biaya Buruh (3% PEC)

$$= 3\% \times \$ 1.062.774 = \$ 31.883$$

$$= \text{Rp } 499.039.163$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 31.883 / \$ 8,4$$

$$= 3.796 \text{ manhour}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$= \text{Rp } 499.039.163 / \text{Rp } 40000$$

$$= 12.476 \text{ manhour}$$

Buruh Asing (5%)

$$= 5\% \times 3.796 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour}$$

$$= \$ 1.594$$

Buruh Lokal (95%)

$$= 95\% \times 12.475,98 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour}$$

$$= \text{Rp } 474.087.205$$

Total *Direct Cost* alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Harga alat hingga tiba di tempat	1.275.328	-
2	<i>Purchasing Equipment Installation</i>	133.909	5.056.930.187
3	<i>Piping</i>	231.153	2.370.436.025
4	<i>Instrumentation</i>	129.127	474.087.205

5	Isolasi	34.540	790.145.342
6	<i>Electrical Equipment and Materials</i>	129.127	474.087.205
TOTAL		1.933.185	9.165.685.965

Direct Cost Alat Utilitas :

- *Purchasing Equipment Cost* (PEC) alat util sampai tempat meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang, dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan utilitas sampai tempat berkisar antara 10-40% dari total biaya PEC. (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Harga PEC alat utilitas} &= \$ 503.904 \\ \text{Dipilih} &= 20\% \\ \text{PEC sampai tempat} &= \$ 503.904 \times 120\% \\ &= \$ 604.685 \end{aligned}$$

- *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

PEI meliputi pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan struktural, isolasi, dan cat. (Peters & Timmerhaus, 1991). Biaya instalasi besarnya sekitar 43% dari PEC, terdiri dari biaya material 11% dan buruh sebesar 32% (Aries & Newton, halaman 77, tabel 16)

Biaya Material (11% PEC)

$$= 11\% \times \$ 503.904 = \$ 55.429$$

Biaya Buruh (32% PEC)

$$\begin{aligned} &= 32\% \times \$ 503.904 = \$ 161.249 \\ &= \text{Rp } 2.523.890.559 \end{aligned}$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$\begin{aligned} &= \$ 161.249 / \$ 8,4 \\ &= 19.196 \text{ manhour} \end{aligned}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$\begin{aligned} &= \text{Rp } 2.523.890.559 / \text{Rp } 40000 \\ &= 63.097 \text{ manhour} \end{aligned}$$

Buruh Asing (5%)

$$\begin{aligned} &= 5\% \times 19.196 \text{ manhour} \times \$ 8,4 / \text{manhour} \\ &= \$ 8.062 \end{aligned}$$

Buruh Lokal (95%)

$$\begin{aligned} &= 95\% \times 63.097 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour} \\ &= \text{Rp } 2.397.696.031 \end{aligned}$$

- *Piping* (Pemipaan)

Meliputi biaya proses baja, pipa karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, aluminium, tembaga, keramik, *plastic*, karet, beton bertulang, pipa gantungan, *fitting*, katup, isolasi pipa, peralatan. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya pemipaan sekitar 36% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh. (Aries & Newton, halaman 78, tabel 17)

Biaya Material (21% PEC)

$$= 21\% \times \$ 503.904 = \$ 105.820$$

Biaya Buruh (15% PEC)

$$= 15\% \times \$ 503.904 = \$ 75.586$$

$$= \text{Rp } 1.183.073.700$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 75.586 / \$ 8,4$$

$$= 8.998 \text{ manhour}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$= \text{Rp } 1.183.073.700 / \text{Rp } 40000$$

$$= 29.576,84 \text{ manhour}$$

Buruh Asing (5%)

$$= 5\% \times 8.998 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour}$$

$$= \$ 3.779$$

Buruh Lokal (95%)

$$= 95\% \times 29.577 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour}$$

$$= \text{Rp } 1.123.920.015$$

- *Instrumentation* (Instrumentasi)

Meliputi pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instrumentasi sekitar 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (Aries & Newton, halaman 97, tabel 19)

Biaya Material (12% PEC)

$$= 12\% \times \$ 503.904 = \$ 60.468$$

Biaya Buruh (3% PEC)

$$= 3\% \times \$ 503.904 = \$ 15.117$$

$$= \text{Rp } 236.614.740$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 15.117 / \$ 8,4$$

$$= 1.800 \text{ manhour}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Lokal} \\ & = \text{Rp } 236.614.740 / \text{Rp } 40000 \\ & = 5.915 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Asing (5\%)} \\ & = 5\% \times 1.800 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour} \\ & = \$ 756 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Lokal (95\%)} \\ & = 95\% \times 5.915 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour} \\ & = \text{Rp } 224.784.003 \end{aligned}$$

- Isolasi

Besarnya biaya insulasi sekitar 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh.

(Aries & Newton, halaman 98, tabel 21)

$$\begin{aligned} & \text{Biaya Material (3\% PEC)} \\ & = 3\% \times \$ 503.904 = \$ 15.117 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Biaya Buruh (5\% PEC)} \\ & = 5\% \times \$ 503.904 = \$ 25.195 \\ & = \text{Rp } 394.357.900 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Asing} \\ & = \$ 25.195 / \$ 8,4 \\ & = 2.999 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Jumlah ManHour Tenaga Lokal} \\ & = \text{Rp } 394.357.900 / \text{Rp } 40000 \\ & = 9.859 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Asing (5\%)} \\ & = 5\% \times 2.999 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour} \\ & = \$ 1.260 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \text{Buruh Lokal (95\%)} \\ & = 95\% \times 9.858,95 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour} \\ & = \text{Rp } 374.640.005 \end{aligned}$$

- *Electrical Equipment and Materials*

Meliputi peralatan listrik-*switches*, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpulan *grounding*, *instrument*, *control* kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan tenaga kerja listrik. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi kelistrikan sekitar 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, biaya instalasi, dan upah buruh. (Aries & Newton, halaman 102)

Biaya Material (12% PEC)

$$= 12\% \times \$ 503.904 = \$ 60.468$$

Biaya Buruh (3% PEC)

$$= 3\% \times \$ 503.904 = \$ 15.117$$

$$= \text{Rp } 236.614.740$$

Jumlah ManHour Tenaga Asing

$$= \$ 15.117 / \$ 8,4$$

$$= 1.800 \text{ manhour}$$

Jumlah ManHour Tenaga Lokal

$$= \text{Rp } 236.614.740 / \text{Rp } 40000$$

$$= 5.915 \text{ manhour}$$

Buruh Asing (5%)

$$= 5\% \times 1.800 \text{ manhour} \times \$ 8,40 / \text{manhour}$$

$$= \$ 756$$

Buruh Lokal (95%)

$$= 95\% \times 5.915 \text{ manhour} \times \text{Rp } 40000 / \text{manhour}$$

$$= \text{Rp } 224.784.003$$

Total *Direct Cost* alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Harga alat hingga tiba di tempat	604.685	-
2	<i>Purchasing Equipment Installation</i>	63.492	2.397.696.031
3	<i>Piping</i>	109.599	1.123.920.015
4	<i>Instrumentation</i>	61.224	224.784.003
5	Isolasi	16.377	374.640.005
6	<i>Electrical Equipment and Materials</i>	61.224	224.784.003
TOTAL		916.602	4.345.824.056

Direct Cost Bangunan :

Harga Bangunan Kategori A = Rp 6.500.000 /m²

Harga Bangunan Kategori B = Rp 5.700.000 /m²

Harga Bangunan Kategori C = Rp 4.800.000 /m²

Harga Bangunan Kategori D = Rp 2.500.000 /m²

Harga Pengaspalan Jalan = Rp 200.000 /m²

Bangunan Kategori A

No	Bangunan	Dimensi (m)		Luas (m ²)	n	Total Luas (m ²)
		P	L			
1	Kantor Keamanan	10,50	10,50	110,25	1	110,25
2	Kantor Utama	42,00	14,00	588,00	1	588,00
3	Laboratorium	14,00	10,50	147,00	1	147,00
4	Control Room	21,00	10,50	220,50	1	220,50
5	Quality Control	14,00	10,50	147,00	1	147,00
TOTAL						1.212,75

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Bangunan A} &= \text{Harga Bangunan} \times \text{Total Luas Bangunan} \\
 &= \text{Rp } 6.500.000 /\text{m}^2 \times 1.213 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 7.882.875.000
 \end{aligned}$$

Bangunan Kategori B

No	Bangunan	Dimensi (m)		Luas (m ²)	n	Total Luas (m ²)
		P	L			
1	Pusdiklat	31,50	17,50	551,25	1	551,25
2	Poliklinik	10,50	10,50	110,25	1	110,25
3	Perpustakaan	10,50	10,50	110,25	1	110,25
4	Gedung Serbaguna	31,50	17,50	551,25	1	551,25
TOTAL						1.323,00

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Bangunan B} &= \text{Harga Bangunan} \times \text{Total Luas Bangunan} \\
 &= \text{Rp } 5.700.000 /\text{m}^2 \times 1.323 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 7.541.100.000
 \end{aligned}$$

Bangunan Kategori C

No	Bangunan	Dimensi (m)		Luas (m ²)	n	Total Luas (m ²)
		P	L			
1	Pos Keamanan	3,5	3,5	12,25	4	49,00
2	Kantin	10,5	10,5	110,25	1	110,25
3	Masjid	10,5	10,5	110,25	1	110,25
4	Damkar	14,0	10,5	147,00	1	147,00
5	Bengkel	38,5	10,5	404,25	1	404,25
6	Gudang & Logistik	38,5	10,5	404,25	1	404,25
TOTAL						1.225,00

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Bangunan C} &= \text{Harga Bangunan} \times \text{Total Luas Bangunan} \\
 &= \text{Rp } 4.800.000 /\text{m}^2 \times 1.225 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 5.880.000.000
 \end{aligned}$$

Bangunan Kategori D

No	Bangunan	Dimensi (m)		Luas (m ²)	n	Total Luas (m ²)
		P	L			
1	Lapangan	140,0	10,5	1.470,0	1	1.470,00
2	Parkir Tamu	31,5	14,0	441,0	1	441,00
3	Parkir Kantor	10,5	10,5	110,3	1	110,25
4	Parkir Karyawan	31,5	14,0	441,0	1	441,00
5	Area Loading	14,0	10,5	147,0	1	147,00
6	Area Tangki	63,0	49,0	3.087,0	1	3.087,00
7	Area Proses	56,0	49,0	2.744,0	1	2.744,00
8	Area Utilitas	49,0	45,5	2.229,5	1	2.229,50
9	Area UPL	49,0	24,5	1.200,5	1	1.200,50
11	Taman	-	-	8.379,0	1	8.379,00
TOTAL						20.249,25

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Bangunan C} &= \text{Harga Bangunan} \times \text{Total Luas Bangunan} \\
 &= \text{Rp } 2.500.000 /\text{m}^2 \times 20.249 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 50.623.125.000
 \end{aligned}$$

Pengaspalan Jalan

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Pengaspalan} &= \text{Harga Pengaspalan} \times \text{Total Luas Pengaspalan} \\
 &= \text{Rp } 200.000 /\text{m}^2 \times 8.967 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 1.793.400.000
 \end{aligned}$$

Total *Direct Cost* bangunan dapat dilihat pada tabel berikut :

No	Jenis Bangunan	Biaya (Rp)
1	Kategori A	7.882.875.000
2	Kategori B	7.541.100.000
3	Kategori C	5.880.000.000
4	Kategori D	50.623.125.000
5	Pengaspalan Jalan	1.793.400.000
TOTAL		73.720.500.000

Direct Cost Land and Yard :

$$\text{Total kebutuhan lahan pabrik} = 42.042,00 \text{ m}^2$$

Diambil harga tanah sebesar Rp 3.000.000/m² berdasarkan data dari www.jiipe.com dengan alasan untuk memperkecil resiko yang ditimbulkan harga tanah. Sehingga biaya untuk membeli lahan adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Lahan} &= \text{Harga Lahan} \times \text{Total Luas Kebutuhan Lahan} \\
 &= \text{Rp } 3.000.000 /\text{m}^2 \times 42.042 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp } 126.126.000.000
 \end{aligned}$$

Harga pengolahan tanah diperkirakan sekitar 5% dari biaya lahan.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pengolahan tanah} &= \text{Rp } 126.126.000.000 \times 5\% \\
 &= \text{Rp } 6.306.300.000
 \end{aligned}$$

Total *Direct Cost land and yard* dapat dilihat pada tabel berikut :

No	Jenis Bangunan	Biaya (Rp)
1	Harga Lahan	126.126.000.000
2	Biaya Pengolahan Lahan	6.306.300.000
TOTAL		132.432.300.000

Total Direct Cost Plant :

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	PEC Alat Proses	1.933.185	9.165.685.965
2	PEC Alat Utilitas	916.602	4.345.824.056
3	Bangunan	-	73.720.500.000
4	<i>Land and Yard</i>	-	132.432.300.000
TOTAL		2.849.787	219.664.310.021

B. *Indirect Cost*

Engineering and Construction :

Proses ini meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari *Physical Plant Cost* (PPC) atau *Purchased Equipment Cost* (PEC). (Aries & Newton, 1955)

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	2.849.787	219.664.310.021
2	<i>Engineering & Construction</i>	712.447	54.916.077.505
TOTAL		3.562.234	274.580.387.527

Contractor Fee :

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari *direct cost plant* 1,5-6% dari investasi modal tetap. (Peters & Timmerhaus)

$$\text{Dipilih} = 6\%$$

Contingency Cost :

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Faktor kontingensi berkisar antara 5-10% dari Direct Cost Pabrik. (Peters & Timmerhaus, 1991)

Dipilih = 5%

Fixed Capital Investment (FCI)

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, diperoleh harga total *Fixed Capital Investment* (FCI) dengan rincian sebagai berikut :

No	Komponen	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Cost Plant</i>	3.562.234	274.580.387.527
2	<i>Contractor Fee (6%)</i>	213.734	16.474.823.252
3	<i>Contingency Cost (5%)</i>	178.112	13.729.019.376
TOTAL		3.954.079	304.784.230.155
<i>Fixed Capital Investment</i>		366.673.873.460	

3. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Dalam penentuan biaya produksi, diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

- Dalam 1 hari kerja, pabrik beroperasi selama 24 jam
- Dalam 1 tahun, pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing Cost terbagi menjadi 3 bagian :

- a. *Direct Manufacturing Cost*
- b. *Indirect Manufacturing Cost*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost terdiri dari : (Aries & Newton, 1955)

- *Raw Materials*
- *Operating Labour*
- *Supervision*
- *Maintenance*
- *Plant Supplies*
- *Royalties and Patents*
- *Utilities*
- Biaya Pengolahan Limbah

- *Raw Materials*

Pada proses produksi di pabrik metil akrilat, diperlukan beberapa bahan baku utama dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan, bahan baku tersebut antara lain yaitu berupa asam akrilat, metanol, dan asam sulfat. Dalam perhitungan biaya bahan baku digunakan asumsi harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun.

Berikut ini biaya dari masing-masing bahan baku dan pembantu :

o Asam Akrilat

Harga = Rp 20.658 /kg
 Kebutuhan = 25.287.326 kg/tahun
 Biaya = Rp 522.385.579.606 /tahun

o Metanol

Harga = Rp 12.839 /kg
 Kebutuhan = 22.398.833 kg/tahun
 Biaya = Rp 287.578.619.541 /tahun

o Asam Sulfat

Harga = Rp 28.500 /kg
 Kebutuhan = 2.432.967 kg/tahun
 Biaya = Rp 69.339.568.171 /tahun

Total biaya = Biaya Asam Akrilat + Biaya Metanol + Biaya Asam Sulfat
 = Rp 522.385.579.606 /tahun + Rp 287.578.619.541 /tahun
 + Rp 69.339.568.171 /tahun
 = Rp 879.303.767.318 /tahun

- *Operating Labour*

Total biaya Operating Labour dapat dilihat pada tabel dibawah ini. Dalam penentuan gaji *operating labour* diasumsikan tidak ada kenaikan gaji.

No	Jabatan	Jumlah	Gaji / orang	Gaji / bulan (Rp)
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur Produksi dan Teknik	1	25.000.000	25.000.000
3	Direktur Umum dan Keuangan	1	25.000.000	25.000.000
4	Sekretaris	3	15.000.000	45.000.000
5	Kepala Bagian	7	12.000.000	84.000.000
6	Kepala Seksi	17	10.500.000	178.500.000
7	Staff	30	8.000.000	240.000.000
8	Dokter	2	15.000.000	30.000.000
9	Perawat	2	5.000.000	10.000.000

10	Driver	2	4.000.000	8.000.000
11	Produksi dan Utilitas	52	7.000.000	364.000.000
12	Supervisor	8	10.000.000	80.000.000
13	Listrik dan Instrumentasi	8	6.000.000	48.000.000
14	Control Room	8	6.000.000	48.000.000
15	Laboratorium	8	6.000.000	48.000.000
16	K3	8	6.000.000	48.000.000
17	Keamanan	8	4.500.000	36.000.000
TOTAL		166		1.352.500.000

$$\begin{aligned} \text{Gaji karyawan 1 tahun} &= \text{Rp } 1.352.500.000 \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 16.230.000.000 \end{aligned}$$

- *Supervision*

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produksi. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan persentasi dari biaya tenaga kerja sebesar 10% untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks. (Aries & Newton, 1955)

Rentang biaya supervision berkisar antara 10-25%. Dalam perhitungan biaya supervision diambil 10 % dari biaya gaji karyawan.

$$\begin{aligned} \text{Biaya Supervision} &= \text{Rp } 16.230.000.000 \times 10\% \\ &= \text{Rp } 1.623.000.000 \end{aligned}$$

- *Maintenance*

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang diperlukan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya maintenance dapat dilihat dibawah ini. Dalam perhitungan biaya maintenance digunakan asumsi jenis operasinya dalam keadaan normal. (Aries & Newton, 1955)

Type of operation	Maintenance cost as percentage of fixed-capital investment (on annual basis)		
	Wages	Materials	Total
Simple chemical processes	1-3	1-3	2-6
Average processes with normal operating conditions	2-4	3-5	5-9
Complicated processes, severe corrosion operating conditions, or extensive instrumentation	3-5	4-6	7-11

$$\begin{aligned} \text{Diambil biaya } maintenance &= 2\% \text{ FCI} \\ \text{Biaya } maintenance &= \text{Rp } 366.673.873.460 \times 2\% \\ &= \text{Rp } 7.333.477.469 \end{aligned}$$

- *Plant Supplies*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan yang diperlukan untuk menjaga proses berjalan secara efektif dan efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan custodian, dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan.

Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 10% dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Plant Supplies} &= 10\% \text{ biaya } maintenance \\ &= \text{Rp } 7.333.477.469 \times 10\% \\ &= \text{Rp } 733.347.747 \end{aligned}$$

- *Royalties and Patents*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh pemilik hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar sejumlah uang yang ditetapkan untuk hak paten atau royalty berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari hak paten dan royalty untuk proses dipatenkan adalah 0-6% dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilai karena royalty bervariasi dengan seperti faktor sebagai jenis produk dan industry.

(Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 1\% \\ \text{Diperkirakan harga produk} &= \text{Rp } 34.356 \text{ / kg} \\ \text{Kapasitas produksi} &= 30.000.000 \text{ kg/tahun} \\ \text{Perkiraan penjualan (100\%)} &= \text{Rp } 1.030.690.785.000 \text{ / tahun} \\ \text{Biaya Royalty \& Patent} &= \text{Rp } 1.030.690.785.000 \times 1\% \\ &= \text{Rp } 10.306.907.850 \end{aligned}$$

- *Utilities*

Dalam penentuan biaya bahan utilitas, digunakan asumsi tidak ada kenaikan harga pada masing-masing bahan utilitas tersebut.

o Asam Sulfat

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= \text{Rp } 2.696 \text{ / kg} \\ \text{Kebutuhan} &= 289,06 \text{ kg / tahun} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp } 779.308 \text{ / tahun} \end{aligned}$$

o NaOH

$$\text{Harga} = \text{Rp } 4.044 \text{ / kg}$$

Kebutuhan	=	327,24	kg / tahun
Biaya	=	Rp 1.323.353	/ tahun
○ Hidrazin			
Harga	=	Rp 13.481	/ kg
Kebutuhan	=	155,71	kg / tahun
Biaya	=	Rp 2.099.136	/ tahun
○ NaH ₂ PO ₄			
Harga	=	Rp 13.481	/ kg
Kebutuhan	=	155,71	kg / tahun
Biaya	=	Rp 2.099.136	/ tahun
○ Bahan Bakar (<i>Fuel Oil</i>)			
Harga	=	Rp 5.150	/ kg
Kebutuhan	=	2.683.671	kg / tahun
Biaya	=	Rp 13.820.907.483	/ tahun
○ Listrik			
Harga	=	Rp 1.445	/ kWh
Kebutuhan	=	791.766	kWh / tahun
Biaya	=	Rp 1.143.863.788	/ tahun
○ Silika			
Harga	=	Rp 18.410	/ kg
Kebutuhan	=	1.848	kg / tahun
Biaya	=	Rp 34.015.494	/ tahun
○ Klorin			
Harga	=	Rp 14.770	/ kg
Kebutuhan	=	19,75	kg / tahun
Biaya	=	Rp 291.768	/ tahun
○ Air			
Harga	=	Rp 10,73	/ kg
Kebutuhan	=	107.545.828	kg / tahun
Biaya	=	Rp 1.153.966.736	/ tahun

Total Biaya Bahan Baku Utilitas = Rp 16.159.346.203 / tahun

- Biaya Pengolahan Limbah
 - Harga = Rp 200 / kg
 - Jumlah limbah B3 = 6.701.045 kg / tahun
 - Biaya = Rp 1.340.208.998 / tahun

Total biaya *Direct Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel berikut :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>	879.303.767.318
2	<i>Operating Labour</i>	16.230.000.000
3	<i>Supervision</i>	1.623.000.000
4	<i>Maintenance</i>	7.333.477.469
5	<i>Plant Supplies</i>	733.347.747
6	<i>Royalties and Patents</i>	10.306.907.850
7	<i>Utilities</i>	16.159.346.203
8	Biaya Pengolahan Limbah	1.340.208.998
TOTAL		933.030.055.585

Indirect Manufacturing Cost

Biaya *Indirect Manufacturing Cost* terdiri dari : (Arie & Newton, 1955)

- *Payroll Overhead*
- *Laboratory*
- *Plant Overhead*
- *Packaging*
- *Shipping*

- *Payroll Overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui mension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan diklasifikasikan gaji *overhead* .

Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual mereka, dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10-20% dari biaya tenaga kerja (*Operating Labour*). (Aries Newton, 1955)

Dipilih = 20%

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Payroll Overhead} &= \text{Operating Labour} \times 20\% \\
 &= \text{Rp } 16.230.000.000 \times 20\% \\
 &= \text{Rp } 3.246.000.000
 \end{aligned}$$

- *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas.

Sementara biaya tentu saja akan bergantung pada jenis produk, biaya rata-rata sekitar

10-20% dari biaya tenaga kerja dapat digunakan. (Aries & Newton, 1955)

Dipilih = 20%

$$\begin{aligned} \text{Biaya Laboratory} &= \text{Operating Labour} \times 20\% \\ &= \text{Rp } 16.230.000.000 \times 20\% \\ &= \text{Rp } 3.246.000.000 \end{aligned}$$

- *Plant Overhead*

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang disyaratkan

secara tidak langsung oleh unit produksi, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas

rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilainya berkisar antara 50-100%

dari biaya tenaga kerja produktif. (Aries & Newton, 1955)

Dipilih = 50%

$$\begin{aligned} \text{Biaya Plant Overhead} &= \text{Operating Labour} \times 50\% \\ &= \text{Rp } 16.230.000.000 \times 50\% \\ &= \text{Rp } 8.115.000.000 \end{aligned}$$

- *Packaging & Shipping*

Biaya wadah untuk kemasan beserta pengiriman tergantung pada sifat kimia dan fisik

produk serta pada nilai. (Aries & Newton, 1955)

Dipilih = 1%

$$\begin{aligned} \text{Packaging \& Shipping} &= \text{Sales} \times 1\% \\ &= \text{Rp } 1.030.690.785.000 \times 1\% \\ &= \text{Rp } 10.306.907.850 \end{aligned}$$

Total *Indirect Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.246.000.000
2	<i>Laboratory</i>	3.246.000.000
3	<i>Plant Overhead</i>	8.115.000.000
4	<i>Packaging & Shipping</i>	10.306.907.850
TOTAL		24.913.907.850

Fixed Manufacturing Cost

Biaya yang dibutuhkan dalam Fixed Manufacturing Cost terdiri dari : (Aries & Newton, 1955)

- *Depreciation*

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. (Peters & Timmerhaus, 1991). Besarnya biaya depresiasi sekitar 15% dari *Fixed Capital Investment*. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Nilai Depreciation} &= \text{Fixed Capital Investment} \times 15\% \\ &= \text{Rp } 366.673.873.460 \times 15\% \\ &= \text{Rp } 55.001.081.019 \end{aligned}$$

- *Property Tax*

Besarnya *Property Tax Local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak *property* tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2-4% dari *Fixed Capital Investment* (FCI). Di daerah yang kurang penduduknya, pajak *property local* sekitar 1-3% dari *Fixed Capital Investment* (FCI). (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Dipilih} = 3,0\%$$

$$\begin{aligned} \text{Property Tax} &= \text{Fixed Capital Investment} \times 3,0\% \\ &= \text{Rp } 366.673.873.460 \times 3,0\% \\ &= \text{Rp } 11.000.216.204 \end{aligned}$$

- *Insurance*

Biaya asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Secara tahunan, angka ini sekitar 2% dari *Fixed Capital Investment* (FCI). (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Dipilih} = 2\%$$

$$\begin{aligned} \text{Property Tax} &= \text{Fixed Capital Investment} \times 2\% \\ &= \text{Rp } 366.673.873.460 \times 2\% \\ &= \text{Rp } 7.333.477.469 \end{aligned}$$

Total *Fixed Manufacturing Cost* (FMC) dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	55.001.081.019
2	<i>Property Tax</i>	11.000.216.204
3	<i>Insurance</i>	7.333.477.469
TOTAL		73.334.774.692

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, maka dapat dihitung *Total Manufacturing Cost* (TMC) yang dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	933.030.055.585
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	24.913.907.850
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	73.334.774.692
TOTAL		1.031.278.738.127

4. Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan Total Modal (*Capital Investment*)

Modal Kerja Industri (*Working Capital*)

- *Raw Material Inventory* (RMI)

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan kebutuhan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan rumusan sebagai rumusan :

$$\begin{aligned}
 RMI &= \text{Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan} \\
 &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 / 12 \text{ bulan} \\
 &= \text{Rp } 85.939.894.844 / \text{bulan}
 \end{aligned}$$

- *In Process Inventory* (IPI)

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai 1,5 dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode setara dengan total menahan waktu yang dibutuhkan untuk diproses. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned}
 IPI &= \text{Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan} \times 1,5 \\
 &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 / 12 \text{ bulan} \times 1,5 \\
 &= \text{Rp } 128.909.842.266 / \text{bulan}
 \end{aligned}$$

- *Product Inventory* (PI)

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned}
 PI &= \text{Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan} \\
 &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 / 12 \text{ bulan} \\
 &= \text{Rp } 85.939.894.844 / \text{bulan}
 \end{aligned}$$

- *Available Cash (AC)*

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah, jasa, dan bahan. Kas yang tersedia dapat diperkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} AC &= \text{Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 / 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp } 85.939.894.844 / \text{bulan} \end{aligned}$$

- *Extended Credit (EC)*

Merupakan biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau 2 kali biaya produksi. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} EC &= \text{Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan} \times 2 \\ &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 / 12 \text{ bulan} \times 2 \\ &= \text{Rp } 171.879.789.688 / \text{bulan} \end{aligned}$$

Total biaya *Working Capital* dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	85.939.894.844
2	<i>In Process Inventory</i>	128.909.842.266
3	<i>Product Inventory</i>	85.939.894.844
4	<i>Available Cash</i>	85.939.894.844
5	<i>Extended Credit</i>	171.879.789.688
TOTAL		558.609.316.485

Total Modal (*Capital Investment*)

Total modal (*Capital Investment*) merupakan total dari biaya tetap dan modal kerja.

$$\begin{aligned} \text{Total Modal} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\ &= \text{Rp } 366.673.873.460 + \text{Rp } 558.609.316.485 \\ &= \text{Rp } 925.283.189.945 \end{aligned}$$

5. *General Expense* dan Total Biaya Produksi

General Expense

Merupakan berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan kedalam klasifikasi yang disebut beban umum. Hal ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan. (Aries & Newton, 1955)

- *Administrasi*

Biaya administrasi perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum, dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya administrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2-3% dari harga jual atau 3-6% dari biaya produksi. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 3\% \text{ dari biaya produksi} \\ \text{Biaya administrasi} &= \text{Manufacturing Cost} \times 3\% \\ &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 \times 3\% \\ &= \text{Rp } 30.938.362.144 \end{aligned}$$

- *Sales*

Merupakan beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribus, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan, secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3-12% dari harga jual atau 5-22% dari biaya produksi. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 5\% \text{ dari biaya produksi} \\ \text{Biaya sales} &= \text{Manufacturing Cost} \times 5\% \\ &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 \times 5\% \\ &= \text{Rp } 51.563.936.906 \end{aligned}$$

- *Finance*

Biaya *finance* sekitar 5-10% dari *Working Capital* ditambah *Fixed Capital Investment*. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 5\% \\ \text{Biaya sales} &= \text{Working Capital} + \text{Fixed Capital Investment} \times 5\% \\ &= \text{Rp } 925.283.189.945 \times 5\% \\ &= \text{Rp } 46.264.159.497 \end{aligned}$$

- *Research*

Beban penelitian dapat diperkirakan setara dengan 2-4% dari harga jual atau 3,5-8% dari biaya produksi. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 4\% \text{ dari biaya produksi} \\ \text{Biaya research} &= \text{Manufacturing Cost} \times 4\% \\ &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 \times 4\% \\ &= \text{Rp } 36.094.755.834 \end{aligned}$$

Total biaya *General Expense* dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	30.938.362.144
2	<i>Sales</i>	51.563.936.906
3	<i>Finance</i>	46.264.159.497
4	<i>Research</i>	36.094.755.834
TOTAL		164.861.214.382

Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Total Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp } 1.031.278.738.127 + \text{Rp } 164.861.214.382 \\
 &= \text{Rp } 1.196.139.952.508
 \end{aligned}$$

6. Perkiraan Penjualan

Dalam menentukan perkiraan penjualan, diambil beberapa asumsi yaitu sebagai berikut :

- Harga jual produk metil akrilat tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal
- Kapasitas produksi tahun pertama berjalan sebesar 100%

Harga Dasar Produk

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 30.000 \text{ ton} \\
 &= 30.000.000 \text{ kg} \\
 \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Kapasitas Produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp } 1.196.139.952.508}{30.000.000 \text{ kg}} \\
 &= \text{Rp } 39.871,33 / \text{kg}
 \end{aligned}$$

Harga Jual Produk

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Jual} &= \text{Rp } 39.871,33 / \text{kg} \times 115\% \\
 &= \text{Rp } 45.852,03 / \text{kg}
 \end{aligned}$$

Total Sales Produk

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 30.000.000 \text{ kg / tahun} \\
 \text{Harga Jual} &= \text{Rp } 45.852,03 / \text{kg} \\
 \text{Annual sales} &= \text{Harga Jual} \times \text{Kapasitas produksi} \\
 &= \text{Rp } 45.852,03 / \text{kg} \times 30.000.000 \text{ kg / tahun} \\
 &= \text{Rp } 1.375.560.945.385 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

7. Perkiraan Pendapatan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan penjualan produk. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 perhitungan, yaitu :

Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}
 &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Biaya Produksi} \\
 &= \text{Rp } 1.375.560.945.385 - \text{Rp } 1.196.139.952.508 \\
 &= \text{Rp } 179.420.992.876 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

Keuntungan Setelah Pajak (10%)

$$\begin{aligned}
 &= \text{Keuntungan Sebelum Pajak} \times (100\% - 10\%) \\
 &= \text{Rp } 179.420.992.876 \times 90\% \\
 &= \text{Rp } 161.478.893.589 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

8. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi, terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Metil Akrilat. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955. adapun biaya-biaya tersebut antara lain :

Fixed Cost (FA)

- Depreciation (15% FCI)	= Rp	55.001.081.019
- Property Tax (3% FCI)	= Rp	11.000.216.204
- Insurance (2% FCI)	= Rp	7.333.477.469 +
	Rp	73.334.774.692

Variable Cost (VA)

- Biaya Bahan Baku	= Rp	879.303.767.318
- Packaging & Shipping	= Rp	10.306.907.850
- Biaya Bahan Utilitas	= Rp	16.159.346.203
- Royalty & Patent	= Rp	10.306.907.850
- Biaya UPL	= Rp	1.340.208.998 +
	Rp	917.417.138.219

Regulated Cost (Ra)

- Operating Labour	= Rp	16.230.000.000
- Payroll Overhead	= Rp	3.246.000.000
- Plant Overhead	= Rp	8.115.000.000
- Supervision	= Rp	1.623.000.000

- Laboratory	= Rp	3.246.000.000
- General Expense	= Rp	164.861.214.382
- Maintenance	= Rp	7.333.477.469
- Plant Supplies	= Rp	733.347.747
		Rp 205.388.039.598

Sales (Sa)

Total sales = Rp 1.375.560.945.385

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau yaitu :

Return on Investment (ROI)

ROI merupakan besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$ROI = \frac{\text{Laba Tahunan}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\%$$

- Sebelum Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak :

Fixed Capital Investment = Rp 366.673.873.460

Laba sebelum pajak = Rp 179.420.992.876

$$ROI = \frac{\text{Rp } 179.420.992.876}{\text{Rp } 366.673.873.460} \times 100\%$$

$$= 48,93\%$$

- Setelah Pajak

Persentase ini dihitung atas dasar setelah pembayaran pajak :

Fixed Capital Investment = Rp 366.673.873.460

Laba setelah pajak = Rp 161.478.893.589

$$ROI = \frac{\text{Rp } 161.478.893.589}{\text{Rp } 366.673.873.460} \times 100\%$$

$$= 44,04\%$$

Berdasarkan tabel 54, halaman 193, Aries & Newton, investasi pabrik ini tergolong *High Risk*

Pay Out Time (POT)

POT merupakan waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap atau *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + (0,1 \times \text{FCI})} \times 1 \text{ tahun}$$

- Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Fixed Capital Investment} &= \text{Rp } 366.673.873.460 \\ \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Rp } 179.420.992.876 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Rp } 366.673.873.460}{\text{Rp } 179.420.992.876 + (0,1 \times \text{Rp } 366.673.873.460)} \\ &= 1,70 \text{ tahun} \end{aligned}$$

- Setelah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Fixed Capital Investment} &= \text{Rp } 366.673.873.460 \\ \text{Laba setelah pajak} &= \text{Rp } 161.478.893.589 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Rp } 366.673.873.460}{\text{Rp } 161.478.893.589 + (0,1 \times \text{Rp } 366.673.873.460)} \\ &= 1,85 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Break Event Point (BEP)

BEP merupakan kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, maka pabrik tersebut tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian. Besarnya nilai BEP yang dapat diterima adalah berkisar antara 40-60%.

$$BEP = \frac{(\text{Fixed Cost} + 0,3 \times \text{Regulated Cost})}{\text{Total Sales} - \text{Variable Cost} - 0,7 \times \text{Regulated Cost}} \times 100\%$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} Fa &= \text{Rp } 73.334.774.692 \\ Va &= \text{Rp } 917.417.138.219 \\ Ra &= \text{Rp } 205.388.039.598 \\ Sa &= \text{Rp } 1.375.560.945.385 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BEP &= \frac{\text{Rp } 134.951.186.571}{\text{Rp } 314.372.179.448} \times 100\% \\ &= 42,93\% \end{aligned}$$

Shut Down Point (SDP)

SDP merupakan kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksi, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan FCI

$$SDP = \frac{0,3 \times \text{Regulated Cost}}{\text{Total Sales} - \text{Variable Cost} - 0,7 \times \text{Regulated Cost}} \times 100\%$$

Diketahui :

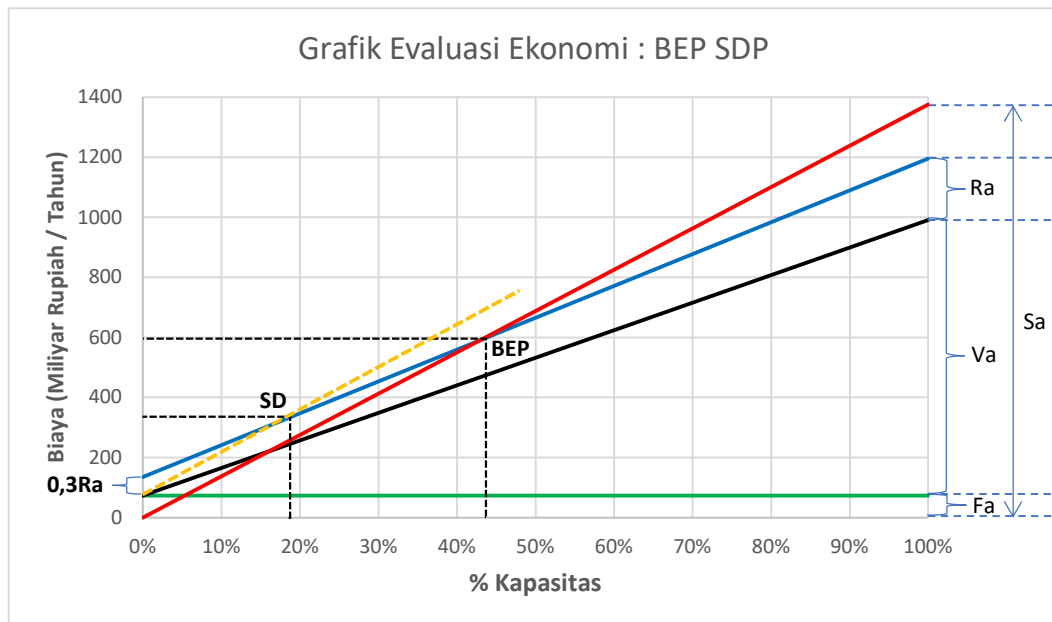
$$Ra = \text{Rp } 205.388.039.598$$

$$Sa = \text{Rp } 1.375.560.945.385$$

$$Va = \text{Rp } 917.417.138.219$$

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{\text{Rp } 61.616.411.879}{\text{Rp } 314.372.179.448} \times 100\% \\ &= 19,60\% \end{aligned}$$

Grafik ekonomi BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar dibawah ini :



Keterangan :

- Fa = Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- Va = Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)
- Sa = Total Penjualan (*Sales*)
- TC = Total Biaya (*Total Cost*)
- BEP = Titik Impas (*Break Event Point*)
- SDP = *Shut Down Point*

Discounted Cash Flow (DCF)

DCF merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, berdasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur pabrik.

$$S = (FC + WC) + (1 + i)^n - (SV + WC) \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$R = CF [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1] \quad \dots\dots\dots (2)$$

Dimana :

$$n = \text{Umur Pabrik (10 tahun)}$$

$$R = \text{Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun}$$

$$CF = \text{Cash Flow setelah pajak}$$

$$FCI = \text{Fixed Capital Investment}$$

$$WC = \text{Working Capital}$$

$$SV = \text{Salvage Value (10\% FCI)}$$

$$i = \text{Interest / Discounted Cash Flow}$$

$$D = \text{Depreciation}$$

$$S = \text{Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan Salvage Value dan Working Capital}$$

Diketahui :

$$FCI = \text{Rp } 366.673.873.460$$

$$SV = \text{Rp } 36.667.387.346$$

$$WC = \text{Rp } 558.609.316.485$$

$$D = \text{Rp } 55.001.081.019$$

$$F = \text{Rp } 46.264.159.497$$

$$\begin{aligned} Cf &= \text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 161.478.893.589 + \text{Rp } 55.001.081.019 + \text{Rp } 46.264.159.497 \\ &= \text{Rp } 262.744.134.105 \end{aligned}$$

Trial & Error untuk mencari harga I :

$$R = S$$

Dengan cara *trial & error* diperoleh harga *i* sebesar :

$$n = 10 \text{ tahun}$$

$$i = 28,2\%$$

$$S = \text{Rp } 10.503.116.759.600$$

$$R = \text{Rp } 10.505.461.300.623$$

$$R / S = 1,00$$

Jika persamaan (1) = persamaan (2), maka dengan trial dan error diperoleh *interest* = 28,2%
 Nilai suku bunga komersial saat ini berkisar 8-9% /tahun (sumber : <https://www.bps.go.id/indicator/13/383/1/suku-bunga-kredit-rupiah-menurut-kelompok-bank.html>), sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibanding dengan bunga perbankan.

9. Tabel Hasil Evaluasi Ekonomi

Analisis		Tolak Ukur	Hasil Evaluasi	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11% (<i>Low Risk</i>)	48,93%	Layak
	Sesudah Pajak	ROI > 44% (<i>High Risk</i>)	44,04%	(<i>High Risk</i>)
POT	Sebelum Pajak	POT < 5th (<i>Low Risk</i>)	1,70	Layak
	Sesudah Pajak	POT < 2th (<i>High Risk</i>)	1,85	(<i>High Risk</i>)
BEP		40 - 60 %	42,93%	Layak
SDP		-	19,60%	-
DCF		8 - 9%	28,20%	Layak

KESIMPULAN EVALUASI EKONOMI

<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp	366.673.873.460
<i>Total Manufacturing Cost</i>	= Rp	1.031.278.738.127 / tahun
<i>Working Capital</i>	= Rp	558.609.316.485 / tahun
<i>General Expense</i>	= Rp	164.861.214.382 / tahun
Biaya Produksi	= Rp	1.196.139.952.508 / tahun
Harga Dasar	= Rp	39.871,33 / kg
Harga Jual	= Rp	45.852,03 / kg
<i>Annual Sales</i>	= Rp	1.375.560.945.385 / tahun

Pendapatan,

- Sebelum pajak	= Rp	179.420.992.876
- Sesudah pajak	= Rp	161.478.893.589

Return of Investment ,

- Sebelum pajak	=	48,93%
- Sesudah pajak	=	44,04%

Pay Out Time ,

- Sebelum pajak	=	1,70 tahun
- Sesudah pajak	=	1,85 tahun

Break Event Point = 42,93%

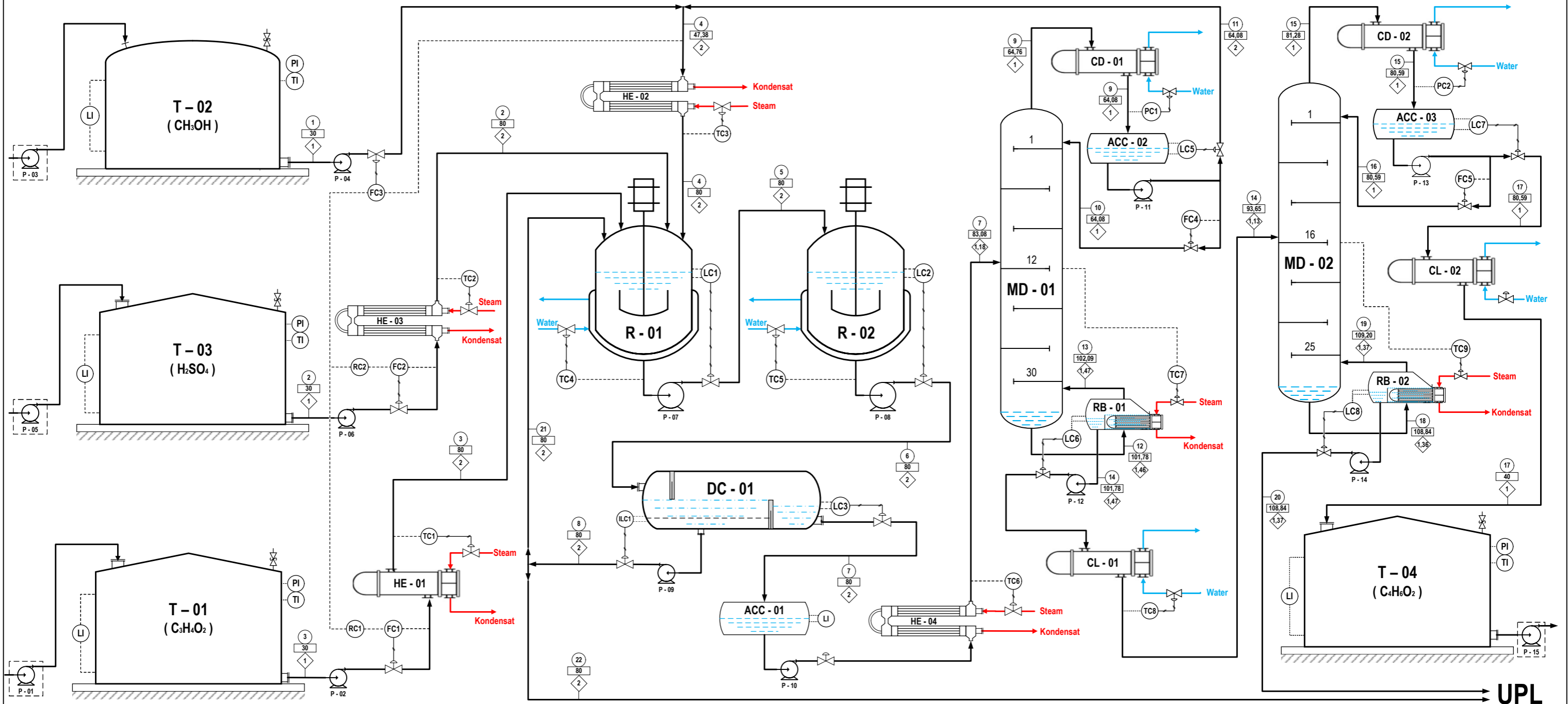
Shut Down Point = 19,60%

Discounted Cash Flow = 28,20%

Umur Pabrik = 10 tahun

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

KAWASAN EKONOMI KHUSUS JAVA INTEGRATED INDUSTRIAL AND PORT ESTATE (KEK JIPE), MANYAR, GRESIK, JAWA TIMUR.




NERACA MASSA (KG/JAM)

NO. KOMPONEN	NOMOR ARUS																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
1. C ₃ H ₄ O ₂	-	-	3.171,81	-	563,26	5,63	-	5,63	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,07	0,56
2. CH ₃ OH	1.414,38	-	-	2.807,32	1.662,28	1.414,45	1.396,04	18,41	5.828,54	4.434,60	1.393,95	6,38	4,29	2,09	7,42	5,35	2,07	0,10	0,08	0,02	16,57	1,84
3. C ₄ H ₆ O ₂	-	-	-	-	3.121,82	3.787,88	3.787,88	-	0,00	0,00	0,00	11.546,78	7.758,90	3.787,88	13.495,03	9.726,09	3.768,94	87,51	68,57	18,94	-	-
4. H ₂ O	2,12	0,61	15,94	4,22	679,76	819,16	812,96	6,20	8,76	6,66	2,09	2.471,81	1.660,94	810,87	60,39	43,52	16,87	3.668,72	2.874,71	794,00	5,58	0,62
5. H ₂ SO ₄	-	30,10	-	-	301,05	301,05	-	301,05	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	270,94	30,10
TOTAL	1.416,50	30,71	3.187,75	2.811,54	6.328,17	6.328,17	5.996,88	331,29	5.837,30	4.441,26	1.396,04	14.024,97	9.424,13	4.600,84	13.562,84	9.774,96	3.787,88	3.756,33	2.943,36	812,96	298,16	33,12

KODE ALAT

ACC	Accumulator	TC	Temperature Controller
CD	Condenser	TI	Temperature Indicator
CL	Cooler	○	Nomor Arus
DC	Decanter	□	Temperature (°C)
HE	Heater	◇	Tekanan (atm)
MD	Menara Distilasi	⊕	Valve
P	Pompa	⊖	Udara Tekan
R	Reaktor	⊖	Electric Connection
RB	Reboiler	---	
T	Tangki		
RC	Ratio Control		
FC	Flow Controller		
LC	Level Controller		
LI	Level Indicator		
PI	Pressure Indicator		


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN" YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
METIL AKRILAT DARI ASAM AKRILAT DAN METANOL
KAPASITAS PRODUKSI : 30.000 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH **Aunida Mulya Gusmananda** / 121160145
Muhammad Farizal Abi / 121160181

DOSEN PEMBIMBING **Assoc. Prof. Dr. Eng. Yulius Deddy Hermawan, S.T. M.T.**
Ir. Faizah Hadi, M.T.